

TUGAS AKHIR - TM141585

**EVALUASI PENGGANTIAN MATERIAL *TUBE REHEATER*
PANEL 33-37 PADA PLTU BERKAPASITAS 600 MW**

Mega Tertiasani
NRP. 02111645000017

Dosen Pembimbing:
Dr. Ir. Budi Utomo Kukuh Widodo, M.E

DEPARTEMEN TEKNIK MESIN
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2018



TUGAS AKHIR - TM141585

EVALUASI PENGANTIAN MATERIAL *TUBE REHEATER* PANEL 33-37 PADA PLTU BERKAPASITAS 600 MW

Mega Tertiasani
NRP. 02111645000017

Dosen Pembimbing:
Dr. Ir. Budi Utomo Kukuh Widodo, M.E

DEPARTEMEN TEKNIK MESIN
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2018



FINAL PROJECT - TM141585

**EVALUATION OF REPLACEMENT TUBE REHEATER
MATERIAL PANEL 33-37 AT PLTU WITH CAPACITY 600 MW**

Mega tertiasani
NRP. 02111645000017

Academic Supervisor:
Dr. Ir. Budi Utomo Kukuh Widodo, M.W

DEPARTMENT OF MECHANICAL ENGINEERING
Faculty of Industrial Technology
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2018

EVALUASI PENGGANTIAN MATERIAL *REHEATER* PANEL 33-37 PADA PLTU BERKAPASITAS 600 MW

TUGAS AKHIR

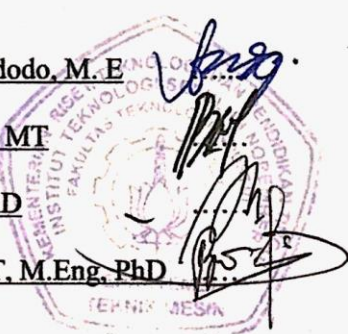
**Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
pada
Program Studi S-1 Departemen Teknik Mesin
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember**

Oleh :

MEGA TERTIASANI

NRP. 021116 45 000017

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. **Dr. Ir. Budi Utomo Kukuh Widodo, M. E** (Pembimbing)
NIP. 195312191981031001
 2. **Dr. Bambang Sudarmanta, ST, MT** (Penguji I)
NIP. 197301161997021001
 3. **Ary Bachtiar K. P, ST, MT, PhD** (Penguji II)
NIP. 197105241997021001
 4. **Bambang Arip Dwiyantoro, ST, M.Eng, PhD** (Penguji III)
NIP. 197804012002121001
- 

SURABAYA

JULI, 2018

EVALUASI PENGGANTIAN MATERIAL *TUBE* *REHEATER* PANEL 33-37 PADA PLTU BERKAPASITAS 600 MW

Nama : Mega Tertiasani
NRP : 02111645000017
Jurusan : Teknik Mesin
Dosen Pembimbing : Dr. Ir. Budi Utomo Kukuh Widodo,
M.E.

Abstrak

Instalasi *reheater* dalam boiler berperan untuk memanaskan kembali uap yang telah mengalami ekspansi dalam turbin. Uap yang keluar turbin berupa *cold steam* sehingga perlu dipanaskan kembali dan dimasukkan kembali ke dalam boiler. Dengan adanya proses *reheat* maka akan meningkatkan efisiensi PLTU. *Tube* dengan kode J, K dan M (material T91) mengalami penghitaman. Sedangkan, *tube* dengan kode B dan F (material TP304H) tidak mengalami penghitaman. Beberapa *tube* yang menghitam disebabkan *overheating*. Setelah dilakukan pengujian material, ditemukan bahwa *tube* pada panel 33 row 8 (material T91) terpapar temperatur yang melebihi batas izin maksimal. *Cleaning* pada *tube* yang menghitam tidak dapat dilakukan karena jika dibersihkan (*brushing*) permukaan *tube* akan terkikis dan *tube* akan semakin menipis. Penipisan *tube* akan meningkatkan resiko kegagalan operasi sistem. Salah satu alternatif yang dapat dilakukan adalah penggantian material *tube* dari T91 menjadi TP304H.

Dalam tugas akhir ini dilakukan analisis perpindahan panas pada *reheater* sebelum dan sesudah penggantian material. Analisis dilakukan dengan membahas koefisien konveksi di dalam *tube*, koefisien konveksi di luar *tube*, koefisien radiasi dan faktor pengotor di dalam dan di luar *tube*. Dalam analisis dilakukan perhitungan menggunakan metode LMTD, sehingga nilai laju perpindahan panas sebelum dan sesudah penggantian material dapat dibandingkan.

Dari hasil analisis, diperoleh nilai laju perpindahan panas maksimum sebelum dan sesudah penggantian material sebesar 6445.27 kW dan 6270.62 kW, sedangkan nilai laju perpindahan panas minimum sebelum dan sesudah penggantian material sebesar 4573.61 kW dan 4421.5 kW. Laju perpindahan panas yang menurun menunjukkan bahwa laju perpindahan panas pada material T91 lebih besar dari material TP304H. Perbedaan nilai laju perpindahan panas sebelum dan sesudah penggantian material dipengaruhi oleh nilai konduktivitas termal masing-masing material. Dari sudut pandang analisis termal, penggantian material *tube* T91 menjadi TP304H tidak direkomendasikan.

Kata kunci: *Reheater*, LMTD, Laju Perpindahan Panas

**EVALUATION OF TUBE REHEATER REPLACEMENT
MATERIAL PANEL 33-37 AT PLTU WITH CAPACITY 600
MW**

Name : *Mega Tertiasani*
NRP : *02111645000017*
Department : *Teknik Mesin*
Academic Advisor : *Dr. Ir. Budi Utomo Kukuh Widodo, M.E.*

Abstract

Reheater installations in the boiler play a role in reheating steam which has been expanded in the turbine. The steam that comes out of the turbine is cold steam so it needs to be reheated and put back into the boiler. With the reheat process will increase the efficiency of PLTU. Tube with code J, K and M (material T91) experience blackening. Meanwhile, the tube with code B and F (TP304H material) does not experience blackout. Some blackened tubes were caused by overheating. After material tested, it was found that the tube on the 33 row 8 panel (T91 material) was exposed to temperatures that exceeded the maximum permit limit. Cleaning on a blackened tube cannot be done because if it is cleaned (brushing) the surface of the tube will be eroded and the tube will thin out. Tube thinning will increase the risk of system operation failure. One alternative that can be done is the replacement of tube material from T91 to TP304H.

In this final project, an analysis of heat transfer in the reheater is done before and after material replacement. The analysis was carried out by discussing the convection coefficient inside the tube, the convection coefficient outside the tube, the radiation coefficient and the impurity factors inside and outside the tube. In the analysis, the calculation is using the LMTD method, so that the heat transfer rate before and after the material replacement can be compared.

From the results of the analysis, the maximum heat transfer rate obtained before and after material replacement is 6445.27 kW and 6270.62 kW, while the minimum heat transfer rate before and after the material replacement is 4573.61 kW and 4421.5 kW. Decreasing heat transfer rates indicate that the heat transfer rate in the T91 material is greater than the TP304H material. The difference in the value of heat transfer rates before and after material replacement is influenced by the thermal conductivity value of each material. From the point of view of thermal analysis, the replacement of T91 tube material into TP304H is not recommended.

Keywords: Reheater, LMTD, Heat Transfer Rate

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis panjatkan atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, hidayah, serta petunjuk-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir yang berjudul “Evaluasi Penggantian Material *Tube Reheater* Panel 33-37 pada PLTU berkapasitas 600 MW”. Tugas Akhir ini disusun sebagai salah satu syarat kelulusan akademis dalam menempuh pendidikan Program Studi Sarjana S1 Teknik Mesin, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Dalam penyusunan Tugas Akhir ini, penulis berusaha menerapkan ilmu yang didapat selama menjalani perkuliahan di S1 Teknik Mesin. Penulis tidak akan mampu menyelesaikan Tugas Akhir ini tanpa bantuan, saran, dukungan dan motivasi dari berbagai pihak. Oleh karena itu penulis menyampaikan ucapan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Bapak Dr. Ir. Budi Utomo Kukuh Widodo, M.E. selaku dosen pembimbing yang telah memberikan saran serta bimbingannya sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini.
2. Bapak Dosen Penguji yang memberikan saran serta masukan guna menyempurnakan Tugas Akhir ini dan Para Dosen Teknik Mesin ITS yang memberikan bimbingan kepada penulis.
3. Bapak Dr. Ir. Agus Sigit Pramono, DEA, selaku dosen wali selama penulis kuliah di Jurusan Teknik Mesin.
4. Keluarga penulis, terutama orang tua, Bapak Prihartono dan Ibu Tenri Liweng, serta kakak-adik, Pritha Ayu Ekasari dan Putrika Diah Rahmadani, yang selalu mendoakan dan memberikan dukungan serta dukungan materiil maupun non materiil kepada penulis.
5. PT. YTL Jawa Timur, terutama pembimbing, Bapak Darmawan, yang telah memberikan bantuan yang sangat bermanfaat bagi penulis.

6. Rekan seperjuangan Tugas Akhir ini, Naura ‘Abida Djamil, yang berjuang bersama untuk menyelesaikan Tugas Akhir ini.
7. Sahabat-sahabat Depot Nona Manis, Sarin Azistarini, Al Velian Suci Widarwis dan Astri Widya Caesarti yang selalu memberikan dukungan.
8. Teman-teman LJ Mesin 2016, teman-teman Lab. Rekayasa Thermal, atas dukungan serta bantuannya sehingga penulis dapat menyelesaikan tugas akhir ini.
9. Serta semua keluarga dan pihak yang telah membantu dan tidak dapat penulis sebutkan satu persatu.

Penulis menyadari sepenuhnya bahwa penyusunan laporan tugas akhir ini masih belum sempurna, untuk itu kritik dan saran yang membangun sangat penulis harapkan. Akhir kata, penulis berdoa agar segala bantuan yang diberikan mendapat balasan dan rahmat dari Allah SWT. Dan semoga hasil dari laporan tugas akhir ini dapat bermanfaat sebagaimana yang diharapkan. Aamiin.

Surabaya, 3 Agustus 2018

Penulis

DAFTAR ISI

Abstrak	i
<i>Abstract</i>	iii
KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR GAMBAR	xi
DAFTAR TABEL	xiii
BAB I	1
PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Perumusan Masalah.....	2
1.3 Batasan Masalah.....	3
1.4 Tujuan Penelitian.....	3
1.5 Manfaat Penelitian.....	3
BAB II	5
TINJAUAN PUSTAKA.....	5
2.1 Siklus PLTU	5
2.2 Gambaran Umum <i>Reheater</i>	6
2.3 Material <i>Tube</i>	8
2.4 Analisis Termodinamika	9
2.4.1 Siklus <i>Rankine (Reheat Cycle)</i>	9
2.4.2 <i>Flow Equation</i>	10
2.4.3 <i>Heat Balance</i>	10
2.5 Analisis Perpindahan Panas.....	10

2.5.1 Overall Heat Transfer Coefficient.....	16
2.5.2 Analisis Perpindahan Panas Metode LMTD	17
2.6 Penelitian Terdahulu.....	18
BAB III.....	21
METODOLOGI PENELITIAN	21
3.1 Tahap-Tahap Penelitian.....	21
3.2 Tahap Pengumpulan Data.....	24
3.2.1 Data <i>Flue Gas</i>	24
3.2.2 Data <i>Steam</i>	24
3.2.3 Dimensi <i>Tube</i>	24
3.3 Tahap Pengolahan Data	26
3.3.1 Flowchart Sebelum Penggantian Material pada Tiap Panel.....	26
3.3.2 <i>Flowchart</i> Sesudah Penggantian Material pada Tiap Panel.....	29
BAB IV.....	31
ANALISIS DAN PEMBAHASAN.....	31
4.1 Analisis Perhitungan.....	32
4.1.1 Sebelum Penggantian Material.....	32
4.1.2 Sesudah Penggantian Material	48
4.2 Pembahasan Grafik.....	58
BAB V	59
KESIMPULAN	59
5.1 Kesimpulan.....	59
5.2 Saran	59

DAFTAR PUSTAKA.....	60
BIODATA PENULIS.....	1

Halamann ini sengaja dikosongkan

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1	<i>Tube</i> yang menghitam	2
Gambar 2.1	Skema PLTU Unit 5 PT. YTL Jawa Timur.....	4
Gambar 2.2	Letak <i>reheater</i> pada boiler PT YTL Jawa Timur ...	5
Gambar 2.3	Susunan panel <i>reheater</i>	6
Gambar 2.4	Kode <i>tube</i> yang mengalami penggantian material.....	6
Gambar 2.5	Siklus <i>reheat</i> ideal	8
Gambar 2.6	Susunan <i>tube</i> pada <i>reheater</i>	11
Gambar 2.7	<i>Boundary Layer</i> pada plat datar	11
Gambar 2.8	Susunan panel <i>reheater</i>	12
Gambar 2.9	Emisivitas pada uap air	13
Gambar 2.10	Emisivitas pada karbon dioksida.....	14
Gambar 2.11	Faktor koreksi campuran uap air dan karbon dioksida	14
Gambar 2.12	Tahanan termal pada <i>tube reheater</i>	16
Gambar 2.13	Koefisien perpindahan panas terhadap jenis material	17
Gambar 3.1	Diagram alir tahap penelitian	21
Gambar 3.2	Diagram Alir Sebelum Penggantian Material pada Tiap Panel.....	25
Gambar 3.3	Diagram Alir Sebelum Penggantian Material pada Tiap Panel.....	28
Gambar 4.1	<i>Heat transfer cross sectional area</i>	32
Gambar 4.2	Grafik Laju Perpindahan Panas Sebelum dan Sesudah Penggantian Material pada Panel 33-37.....	56

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1	Pengujian material pada salah satu <i>tube</i>	2
Tabel 2.1	Sifat Mekanik material T91 dan TP304H.....	7
Tabel 2.2	Konduktivitas Termal dan Emisivitas pada T91 dan TP304H.....	7
Tabel 2.3	<i>Mean Beam Length</i> , <i>Le</i> , untuk berbagai macam geometri.....	15
Tabel 2.3	Hasil Pemilihan Jenis Material <i>Tube</i> terhadap U.....	17
Tabel 3.1	Data <i>flue gas</i>	22
Tabel 3.2	Komposisi <i>flue gas</i>	22
Tabel 3.3	Data <i>steam</i>	22
Tabel 3.4	Dimensi <i>tube</i>	22
Tabel 3.5	Temperatur <i>surface</i> pada panel 33-37.....	23
Tabel 4.1	Data Pipa <i>Reheater</i>	29
Tabel 4.2	Nilai Konduktivitas Termal dan Emisivitas pada Panel 33-37.....	29
Tabel 4.3	Data Temperatur	29
Tabel 4.4	Data <i>Properties Steam</i> Sebelum Penggantian Material Panel	30
Tabel 4.5	Data <i>Properties Flue Gas</i> Sebelum Penggantian Material Panel 33.....	32
Tabel 4.6	Data <i>Properties Flue Gas</i> Sebelum Penggantian Material Panel 34.....	35
Tabel 4.7	Data <i>Properties Flue Gas</i> Sebelum Penggantian Material Panel 35.....	38
Tabel 4.8	Data <i>Properties Flue Gas</i> Sebelum Penggantian Material Panel 36.....	41
Tabel 4.9	Data <i>Properties Flue Gas</i> Sebelum Penggantian Material Panel 37.....	43
Tabel 4.10	Data <i>Properties Steam</i> Sesudah Penggantian Material Panel 33.....	46
Tabel 4.11	Laju Perpindahan Panas Sebelum dan Sesudah Penggantian Material	55

Halamann ini sengaja dikosongkan

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Tenaga listrik merupakan sumber energi yang sangat penting bagi kehidupan manusia baik untuk kegiatan industri, kegiatan komersial maupun dalam kehidupan sehari-hari rumah tangga. Energi listrik dibutuhkan untuk memenuhi kebutuhan penerangan dan juga proses produksi yang melibatkan barang-barang elektronik dan alat-alat/mesin industri. Pembangkit listrik yang umumnya digunakan di Indonesia yaitu Pembangkit Listrik Tenaga Uap (PLTU).

Heat exchanger merupakan salah satu komponen yang memiliki peran penting pada siklus pembangkit listrik. *Heat exchanger* merupakan alat penukar panas yang berfungsi memindahkan sejumlah energi dalam bentuk panas dari suatu fluida ke fluida lainnya karena adanya beda temperatur. Salah satu penggunaan *heat exchanger* ini pada sistem pembangkit listrik yaitu sebagai *reheater*.

Instalasi *reheater* dalam boiler berperan untuk memanaskan kembali uap yang telah mengalami ekspansi dalam turbin. Uap yang keluar turbin berupa *cold steam* sehingga perlu dipanaskan kembali dan dimasukkan kembali ke dalam boiler. Dengan adanya proses *reheat* maka akan meningkatkan efisiensi PLTU.

Tube dengan kode J, K dan M (material T91) mengalami penghitaman. Sedangkan, *tube* dengan kode B dan F (material TP304H) tidak mengalami penghitaman. Beberapa *tube* yang menghitam disebabkan *overheating*. Setelah dilakukan pengujian material, ditemukan bahwa *tube* pada panel 33 row 8 (material T91) terpapar temperatur yang melebihi batas izin maksimal. *Cleaning* pada *tube* yang menghitam tidak dapat dilakukan karena jika dibersihkan (*brushing*) permukaan *tube* akan terkikis dan *tube* akan semakin menipis. Penipisan *tube* akan meningkatkan resiko kegagalan operasi sistem.



Gambar 1. 1 Tube yang menghitam

Tabel 1. 1 Pengujian material pada salah satu tube

<i>7D</i>	<i>Row</i>	<i>Material</i>	<i>Op. Timr (hrs)</i>	<i>Stress (MPa)</i>	<i>Temp. (°C)</i>	<i>RUL (hrs)</i>
33	8	T91	19,397	48.0	691	-12,004

1.2 Perumusan Masalah

Pada panel *reheater* 33-37 ditemukan beberapa *tube* yang menghitam yang disebabkan oleh *overheating*. Salah satu alternatif yang dapat dilakukan adalah penggantian material *tube* dari T91 menjadi TP304H kemudian akan dilakukan analisis pengaruh

penggantian material *tube* terhadap laju perpindahan panas *reheater*.

1.3 Batasan Masalah

Dalam penelitian ini terdapat batasan sebagai berikut:

1. Penggantian material pada panel 33-37 dengan kode *tube* J, K dan M
2. Dimensi *tube* yang akan diganti sesuai dengan kode F
3. Analisis menggunakan data desain dan data operasi *reheater* PT YTL Jawa Timur
4. Perhitungan dilakukan pada kondisi *steady state*
5. Analisis pengaruh penggantian material *tube* hanya pada *heat transfer*-nya
6. Analisis performa *reheater* menggunakan metode LMTD

1.4 Tujuan Penelitian

Adapun tujuan dari tugas akhir ini adalah menganalisis pengaruh perubahan material *tube* dari T91 menjadi TP304H terhadap laju perpindahan panas *reheater*.

1.5 Manfaat Penelitian

Manfaat penelitian ini adalah :

1. Sebagai referensi pihak PT. YTL Jawa Timur untuk melakukan perawatan pada *reheater*
2. Sebagai referensi untuk meningkatkan efisiensi pembangkit

Halaman ini sengaja dikosongkan

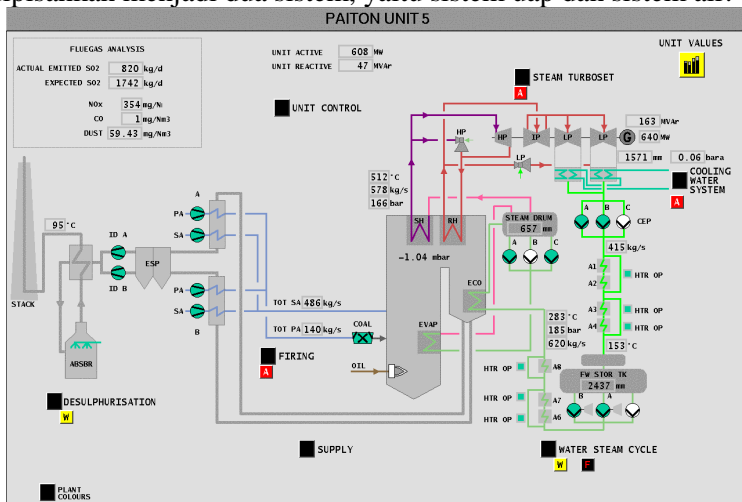
BAB II TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Siklus PLTU

Pembangkit listrik merupakan proses perubahan bentuk satu energi ke bentuk energi lain dimana sebagai produknya berupa energi listrik. PLTU mengubah energi kimia dari bahan bakar menjadi energi panas yang ditransfer ke air pengisi sehingga menjadi energi kinetik pada uap yang kemudian uap tersebut digunakan untuk memutar turbin, dari putaran poros turbin menggerakkan generator sehingga menghasilkan energi listrik.

Di dalam sistem PLTU, terdapat fluida perantara yang disebut fluida kerja. Fluida kerja yang dipakai di PLTU PT. PJB UP Gresik adalah air. Sebagai perantara, fluida kerja akan mengalir melintasi beberapa komponen utama PLTU dalam suatu siklus tertutup.

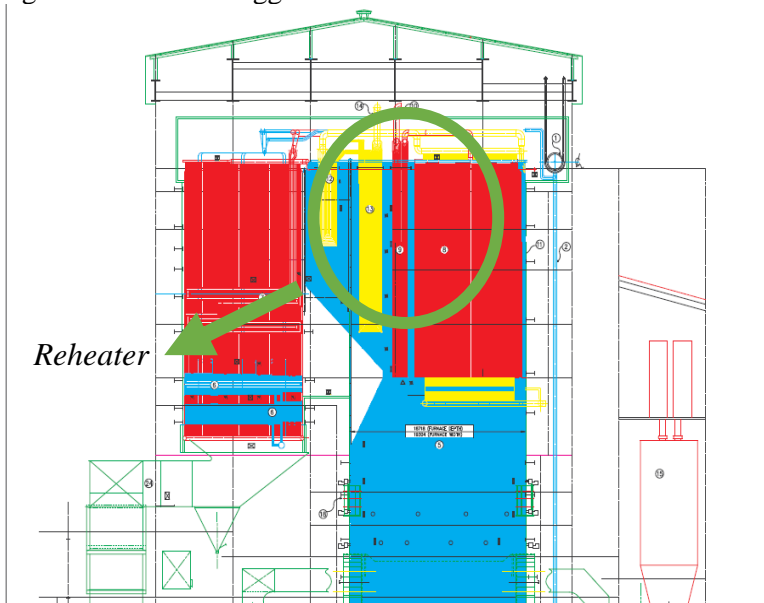
Selama melewati lintasan tertutup tersebut, fluida kerja mengalami perubahan wujud yaitu dari air menjadi uap untuk kemudian menjadi air kembali. Karena itu siklus fluida kerja dapat dipisahkan menjadi dua sistem, yaitu sistem uap dan sistem air.



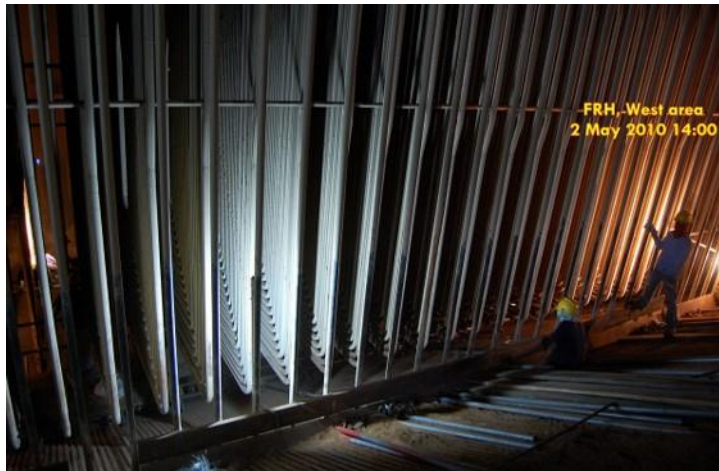
Gambar 2. 1 Skema PLTU Unit 5 PT. YTL Jawa Timur
(sumber : PT. YTL Jawa Timur)

2.2 Gambaran Umum *Reheater*

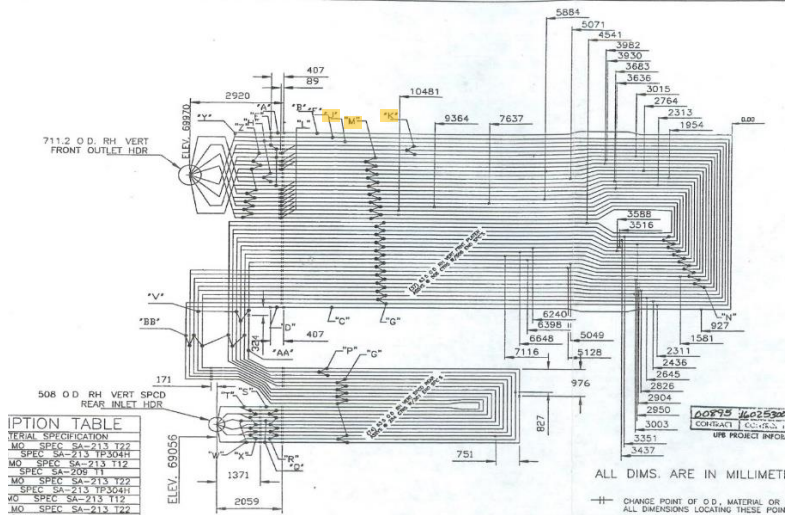
Setelah tekanan dan temperatur *superheated steam* turun maka *superheated steam* tersebut akan dikembalikan ke boiler untuk pemanasan ulang. Pemanasan ulang ini berlangsung di bagian boiler yang disebut *reheater* yang merupakan kumpulan pipa boiler yang diberi panas dari gas pembakaran seperti *superheater*. Jadi *reheater* berfungsi untuk menaikkan temperatur *steam* yang keluar dari *High Pressure Turbine*. Di bagian *reheater*, *superheated steam* akan dikembalikan untuk memutar *Intermediate Pressure Turbine* dan *steam* yang keluar dari *Intermediate Pressure Turbine* digunakan untuk menggerakkan *Low Pressure Turbine*.



Gambar 2. 2 Letak reheater pada boiler PT YTL Jawa Timur
(Sumber : PT YTL Jawa Timur)



Gambar 2. 3 Susunan panel reheater (Kiri - kanan : Panel 37 – Panel 1)
(sumber : PT. YTL Jawa Timur)



Gambar 2. 4 Kode tube yang mengalami penggantian material (sumber : PT. YTL Jawa Timur)

2.3 Material Tube

Berdasarkan ASME, B&W, dan ABB CE Handbook :

Tabel 2. 1 Sifat Mekanik material T91 dan TP304 H

NO	VARIABLE	REFERENCES	MATERIAL	
			T91	TP304H
1	Max Allowable Temperature	ASME	648.89 °C	760 °C
		B & W	621.11 °C	760 °C
		ABB CE	635 °C	704.44 °C
2	Yield Strength	ASME	60 KSI	30 KSI
		B & W	60 KSI	30 KSI
		ABB CE	30 KSI	30 KSI
3	Heat Transfer Coefficient		14 BTU / h-ft-F	9.4 BTU / h-ft-F
4	OD (mm)	Drawing RH	63.50 (J ; K ; M)	69.85 (B) ; 63.50 (F)
	MWT (mm)	Drawing RH	3.78 (J) ; 4.57 (K) ; 3.38 (M)	4.57 (B ; F)

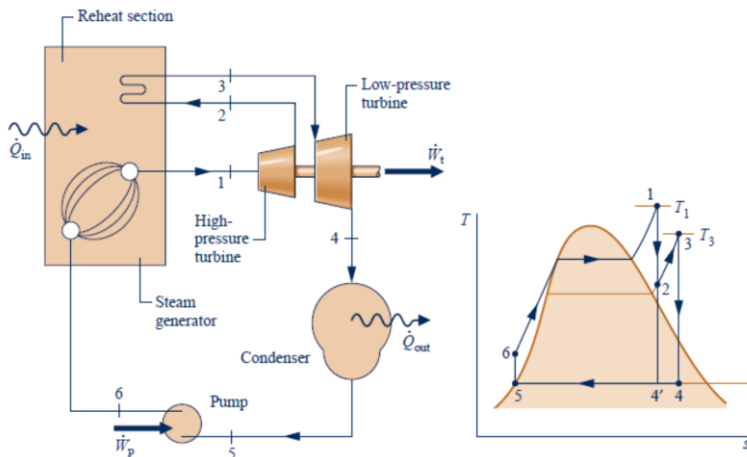
Tabel 2. 2Konduktivitas Termal dan Emisivitas pada T91 dan TP304H

Konduktivitas Termal (W/m.K)		Emisivitas	
T91	TP304H	T91	TP304H
30	22.15	0.88	0.35

2.4 Analisis Termodinamika

2.4.1 Siklus *Rankine* (*Reheat Cycle*)

Dengan pemanasan ulang, suatu instalasi pembangkit tenaga uap dapat memanfaatkan peningkatan efisiensi yang dihasilkan dengan tekanan boiler yang lebih tinggi sekaligus menghindari kualitas rendah uap pada bagian keluar turbin.



Gambar 2. 5 Siklus reheat ideal

(Reference 3, pages 447)

Dalam siklus pemanasan ulang ideal pada gambar 2.5, uap berekspansi hingga mencapai tekanan kondenser tidak dalam satu tingkat saja. Untuk meningkatkan efisiensi siklus *Rankine* maka dari siklus *Rankine* ideal dilakukan perubahan dengan memanaskan ulang uap hasil ekspansi turbin pertama ke *reheater* dengan tujuan menaikkan entalpi uap sehingga energi uap naik.

Uap berekspansi melalui turbin tingkat pertama (proses 1-2) ke suatu nilai tekanan di antara tekanan generator uap dan kondenser. Uap kemudian dipanaskan kembali di dalam generator uap (proses 2-3). Idealnya, tidak terjadi penurunan tekanan ketika uap dipanaskan ulang. Setelah pemanasan ulang, uap berekspansi

di dalam turbin tingkat-kedua hingga mencapai tekanan condenser (proses 3-4

2.4.2 Flow Equation

Pernyataan yang umum digunakan untuk menyatakan hukum kekekalan massa adalah massa dapat berubah bentuk tetapi tidak dapat diciptakan atau dimusnahkan. Untuk suatu proses kimiawi di dalam suatu sistem tertutup, massa dari reaktan harus sama dengan massa produk. Sedangkan untuk suatu aliran, walaupun terjadi perubahan fase maka massa total akan tetap atau konstan.

Dengan membagi laju aliran massa dengan massa jenis maka akan diperoleh persamaan hubungan kapasitas dengan kecepatan fluida.

$$\dot{m} = \rho VA \quad (2.1)$$

$$V = \frac{\dot{m}}{\rho \times A} \quad (2.2)$$

2.4.3 Heat Balance

Heat balance digunakan untuk mendapatkan nilai temperatur masuk dan keluar dari *flue gas*.

$$Q_{steam} = Q_{fg} \quad (2.3)$$

$$\dot{m}_{steam} \times (h_{out} - h_{in}) = \dot{m}_{fg} \times C_{p_{fg}} \times (T_{fg,in} - T_{fg,out}) \quad (2.4)$$

$$T_{fg,out} = T_{fg,in} - \left(\frac{\dot{m}_{steam}(h_{out}-h_{in})}{\dot{m}_{fg} \times C_{p_{fg}}} \right) \quad (2.5)$$

2.5 Analisis Perpindahan Panas

Panas dapat berpindah dari tempat dengan temperatur lebih tinggi ke tempat dengan temperatur lebih rendah. Dengan kata lain, panas dapat berpindah dari manapun baik itu di dalam maupun di luar sistem selama terdapat perbedaan temperatur.

a.) Proses Perpindahan Panas Konduksi

Perpindahan panas konduksi terjadi pada atom dan molekul. Konduksi dapat digambarkan sebagai perpindahan panas yang terjadi dari partikel dengan energi yang lebih tinggi menuju

partikel dengan energi yang lebih rendah pada suatu media yang menunjukkan akibat dari interaksi antar partikel.

Untuk menghitung laju perpindahan panas konduksi digunakan hukum *Fourier* sebagai berikut :

$$q_{kond} = -kA \frac{dT}{dx} \quad (2.6)$$

Tanda minus menunjukkan bahwa panas berpindah dari lokasi yang bertemperatur tinggi ke yang lebih rendah.

b.) Proses Perpindahan Panas Konveksi

Perpindahan panas konveksi terjadi dengan disertai pergerakan fluida di area perpindahan panas. Jika aliran fluida yang terjadi disebabkan oleh faktor eksternal (pompa, *fan*, *blower*) maka konveksi yang terjadi disebut konveksi paksa atau *forced convection*. Jika aliran fluida dihasilkan oleh tarikan gaya *buoyancy* yang dihasilkan oleh adanya variasi massa jenis fluida maka konveksi yang terjadi disebut konveksi alami atau *free convection*.

Pada perpindahan panas secara konveksi digunakan *Newton's Law of Cooling* untuk menghitung laju perpindahan panas.

$$q_{konv} = hA(T_s - T_{\infty}) \quad (2.7)$$

• Perpindahan Panas Konveksi di Dalam Tube

1) Aliran Turbulent

Korelasi untuk menghitung bilangan *Nusselt* untuk aliran turbulen yang dapat digunakan adalah korelasi *Dittus-Boelter* :

$$Nu_D = 0.023 Re_D^{\frac{4}{5}} Pr^{0.4} \quad (2.8)$$

$$\left[\begin{array}{l} 0.6 \leq Pr \leq 160 \\ Re_D \geq 10000 \\ \frac{L}{D} \geq 10 \end{array} \right]$$

dengan,

$$Re_D = \frac{\rho \times \bar{V} \times d_i}{\mu} \quad (2.9)$$

Untuk menghitung kecepatan rata-rata *steam* :

$$\bar{V} = \frac{\dot{m}/\rho}{(A_B + A_F + A_J + A_K + A_M)} \quad (2.10)$$

dengan :

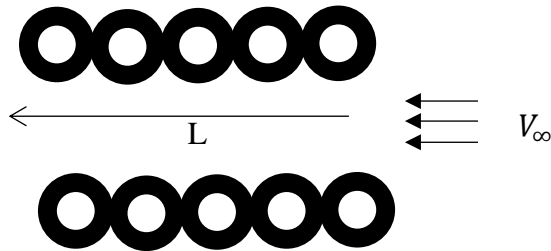
$(A_B, A_F, A_J, A_K, A_M)$ = luas *tube* pada masing-masing kode

Untuk mendapatkan nilai koefisien konveksi di dalam *tube* :

$$h_i = \frac{Nu_D \times k}{d_i} \quad (2.11)$$

- **Perpindahan Panas Konveksi di Luar *Tube***

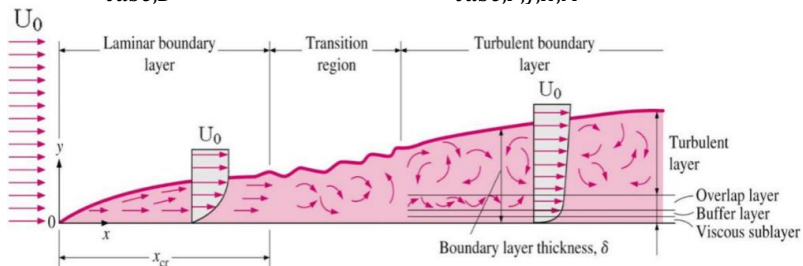
Susunan *tube* pada *reheater* diasumsikan sebagai plat datar.



Gambar 2. 6 Susunan tube pada *reheater*

dengan,

$$L = (d_{o_tube,B} \times \text{jumlah tube}) + (d_{o_tube,F,J,K,M} \times \text{jumlah tube})$$



Gambar 2. 7 *Boundary Layer* pada plat datar

1) Aliran Laminar

Untuk menghitung *Nusselt number* pada aliran laminar menggunakan rumus :

$$Nu_L = 0.664 \times Re_L^{\frac{1}{2}} \times Pr^{\frac{1}{3}} \quad (2.12)$$

$$[Pr \geq 0.6]$$

2) Aliran Turbulen

$$Nu_L = 0.0296 \times Re_L^{\frac{1}{2}} \times Pr^{\frac{1}{3}} \quad (2.13)$$

$$[0.6 \leq Pr \leq 60]$$

Kecepatan gas masuk pada jajaran pipa yang diukur pada temperatur *flue gas* masuk:

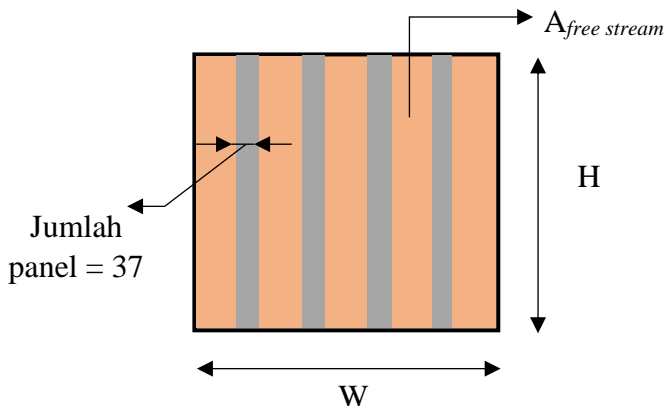
$$V_{\infty} = \frac{\dot{m}}{\rho \times A} \quad (2.14)$$

dengan,

A = luas celah antar panel *reheater*

Untuk menghitung luas celah antar panel *reheater* :

$$A = H \times W - (d_{tube} \times 37) \quad (2.15)$$



Gambar 2. 8 Susunan panel reheater

dengan,

H = panjang *reheater*

W = lebar boiler

Bilangan *Reynolds* untuk aliran *flue gas* adalah :

$$Re_L = \frac{\rho \times V_{\infty} \times L}{\mu} \quad (2.16)$$

Untuk mendapatkan nilai koefisien konveksi di luar *tube* :

$$h_o = \frac{Nu_L \times k}{L} \quad (2.17)$$

c.) Proses Perpindahan Panas Radiasi

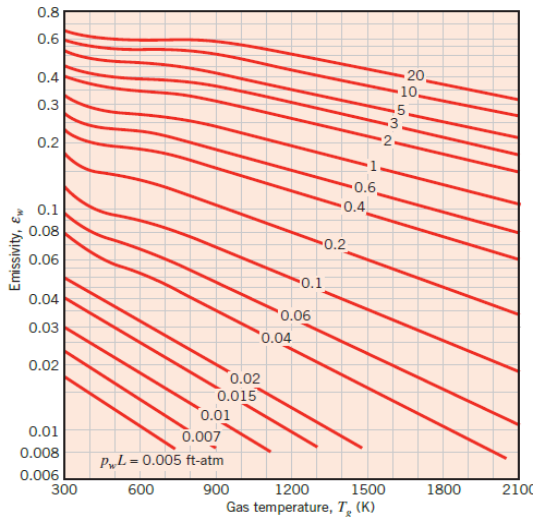
Perpindahan panas radiasi adalah proses dimana panas mengalir dari benda yang bersuhu tinggi ke benda yang bersuhu rendah bila benda-benda itu terpisah di dalam ruang, bahkan jika terdapat ruang hampa di antara benda - benda tersebut. Laju perpindahan panas radiasi dapat dihitung dengan rumus :

$$q_{rad} = h_r A (T_{sur} - T_s) \quad (2.18)$$

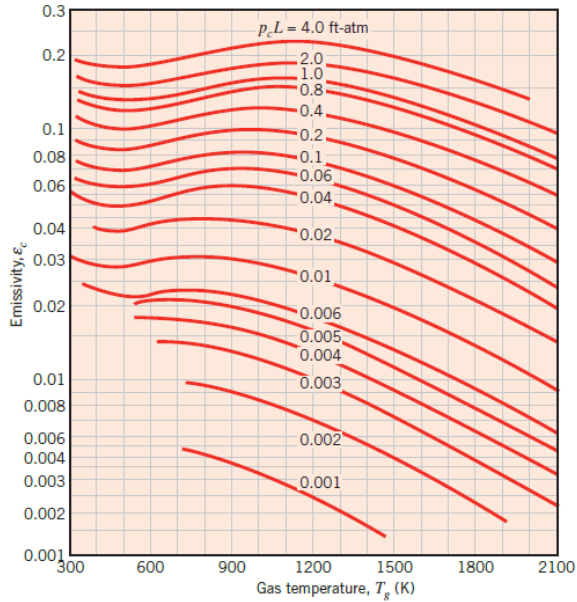
Untuk mendapatkan nilai koefisien radiasi (h_r) :

$$h_r = \varepsilon \sigma (T_s + T_{sur})(T_s^2 + T_{sur}^2) \quad (2.19)$$

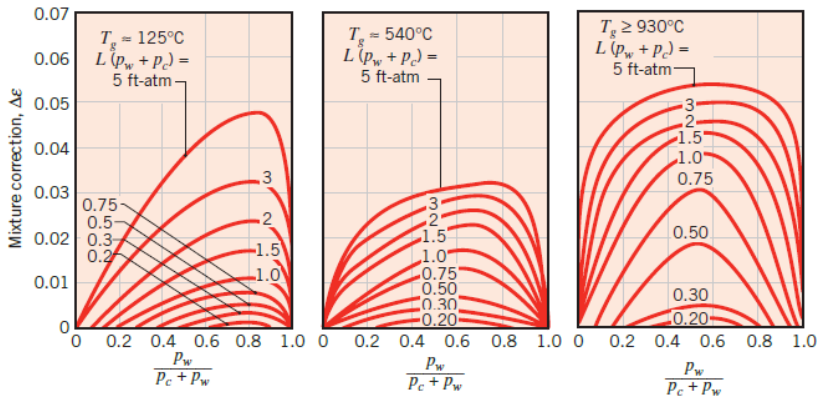
Nilai ε merupakan nilai emisivitas gas dan material. Nilai emisivitas gas dapat dilihat pada grafik berikut :



Gambar 2. 9 Emisivitas pada uap air
(Reference 1, pages 898)



Gambar 2.10 Emisivitas karbon dioksida
(Reference 1, pages 899)



Gambar 2.11 Faktor koreksi campuran uap air dan karbon dioksida
(Reference 1, pages 900)

Secara , emisivitas total gas dapat dinyatakan sebagai :

$$\varepsilon_g = \varepsilon_w + \varepsilon_c - \Delta\varepsilon \quad (2.20)$$

Tabel 2.3 *Mean Beam Length, Le*, unntuk berbagai macam geometri

Geometry	Characteristic Length	L_e
Sphere (radiation to surface)	Diameter (D)	$0.65D$
Infinite circular cylinder (radiation to curved surface)	Diameter (D)	$0.95D$
Semi-infinite circular cylinder (radiation to base)	Diameter (D)	$0.65D$
Circular cylinder of equal height and diameter (radiation to entire surface)	Diameter (D)	$0.60D$
Infinite parallel planes (radiation to planes)	Spacing between planes (L)	$1.80L$
Cube (radiation to any surface)	Side (L)	$0.66L$
Arbitrary shape of volume V (radiation to surface of area A)	Volume to area ratio (V/A)	$3.6V/A$

(Reference 1, pages 900)

Untuk mendapatkan tekanan parsial H_2O dan CO_2 adalah

$$P_c = y_{CO_2} P \quad (2.21)$$

$$P_w = y_{H_2O} P \quad (2.22)$$

Diasumsikan sebagai kubus, maka *mean beam length* atau panjang berkas menjadi :

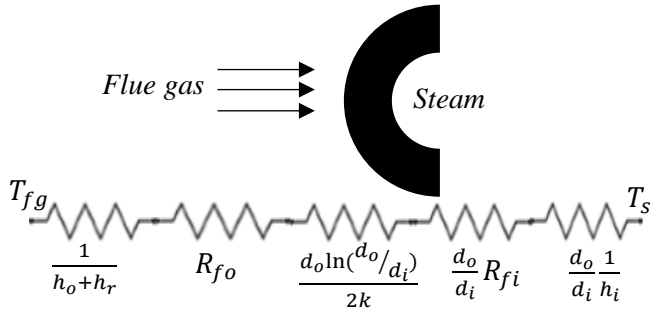
$$Le = 0.66 L \quad (2.23)$$

2.5.1 Overall Heat Transfer Coefficient

Overall heat transfer coefficient adalah total koefisien perpindahan panas yang terjadi pada suatu sistem perpindahan panas yang ditinjau.

Pada *reheater*, tahanan termal total untuk sistem di atas adalah penjumlahan tahanan termal konveksi aliran di dalam *tube*, tahanan termal konduksi pada material *tube*, tahanan termal konveksi aliran di luar *tube* dan tahanan termal radiasi. Tetapi, karena adanya *fouling* pada *reheater* maka perhitungan *overall heat transfer coefficient for fouled surfaces* menjadi :

$$UA = \frac{1}{R_{tot}} \quad (2.24)$$



Gambar 2.12 Tahanan termal pada *tube reheater*

$$U_f = \frac{1}{\frac{d_o}{d_i h_i} + \frac{d_o}{d_i} R_{fi} + \frac{d_o \ln(d_o/d_i)}{2k} + R_{fo} + \frac{1}{h_o + h_r}} \quad (2.25)$$

dengan,

$$R_{fi} = \text{faktor pengotor di dalam tube} = 0.000088 \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{W}$$

$$R_{fo} = \text{faktor pengotor di luar tube} = 0.001761 \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{W}$$

2.5.2 Analisis Perpindahan Panas Metode LMTD

Metode yang sering digunakan untuk perancangan dan perhitungan unjuk kerja peralatan penukar kalor.

$$q = UxAt_{LMTD} \quad (2.26)$$

Dimana harga ΔT_{LMTD} adalah perbedaan temperatur rata – rata logaritmik yang didapat dari perbedaan temperatur masuk, ΔT_1 , dan perbedaan temperatur ΔT_2 , dengan persamaan :

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(\Delta T_2 - \Delta T_1)}{\ln \left[\frac{(\Delta T_2)}{(\Delta T_1)} \right]} \quad (2.27)$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_{h,i} - T_{c,o}) - (T_{h,o} - T_{c,i})}{\ln \left[\frac{(T_{h,i} - T_{c,o})}{(T_{h,o} - T_{c,i})} \right]} \quad (2.28)$$

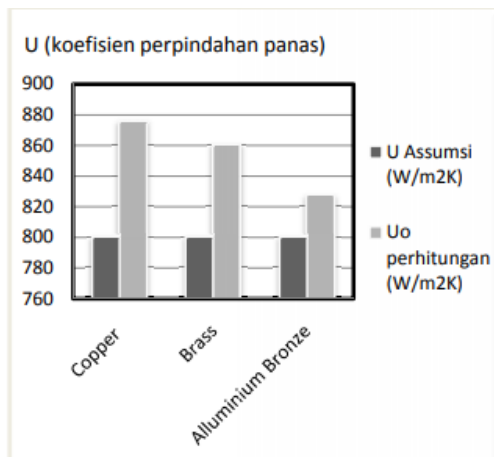
2.6 Penelitian Terdahulu

- a. Arif Budiman, Sri Poernomo Sari (2015)

Penelitian yang telah dilakukan oleh Arif Budiman dan Sri Poernomo Sari berjudul PENGARUH PEMILIHAN JENIS MATERIAL TERHADAP NILAI KOEFISIEN PERPINDAHAN PANAS PADA PERANCANGAN *HEAT EXCHANGER*. Tujuan penelitian ini adalah untuk menganalisis perhitungan termal perancangan, pengaruh dari jenis material *tube* terhadap koefisien perpindahan panas pada perhitungan termal.

Tabel 2.4 Hasil pemilihan jenis material *tube* terhadap U

Parameter	Copper	Brass	Aluminium Bronze
Konduktivitas Termal	386 W/m. K	111 W/m. K	83 W/m . K
U Assumsi	800 W/m ² .K	800 W/m ² . K	800 W/m2. K
Uo Perhitungan	864.15 W/m ² . K	856.89 W/m ² . K	852.66 W/m ² . K



Gambar 2.13 Koefisien perpindahan panas terhadap jenis material

Grafik nilai koefisien perpindahan panas sangat dipengaruhi oleh pemilihan dari jenis material yang digunakan. Perbedaan koefisien perpindahan panas dari masing-masing material dipengaruhi oleh nilai dari konduktivitas termal masing-masing material.

Koefisien perpindahan panas tertinggi dihasilkan oleh material *copper* sebesar $864.15 \text{ W/m}^2\text{K}$, hal ini dikarenakan *copper* memiliki konduktivitas termal yang tinggi dibandingkan material *brass* dan *aluminium bronze*.

Berdasarkan koefisien perpindahan panas keseluruhan perhitungan yang dihasilkan dengan material *tube* yang berbeda, koefisien perpindahan panas yang dihasilkan tidak jauh berbeda dengan koefisien perpindahan panas asumsi $800 \text{ W/m}^2\text{K}$ dimana nilai tersebut $1\% < 30\%$.

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB III

METODOLOGI PENELITIAN

3.1 Tahap-Tahap Penelitian

Metodologi yang digunakan dalam penyusunan penelitian “Evaluasi Penggantian Material *Tube Reheater* Panel 33-37 pada PLTU berkapasitas 600 MW” adalah sebagai berikut :

a. Studi Kasus

Studi kasus dilakukan untuk memahami permasalahan mengenai kinerja *reheater*. Informasi tentang permasalahan *reheater* diperoleh berdasarkan observasi aktual di lapangan, wawancara dengan pegawai, dan dokumentasi data operasional.

b. Studi Literatur

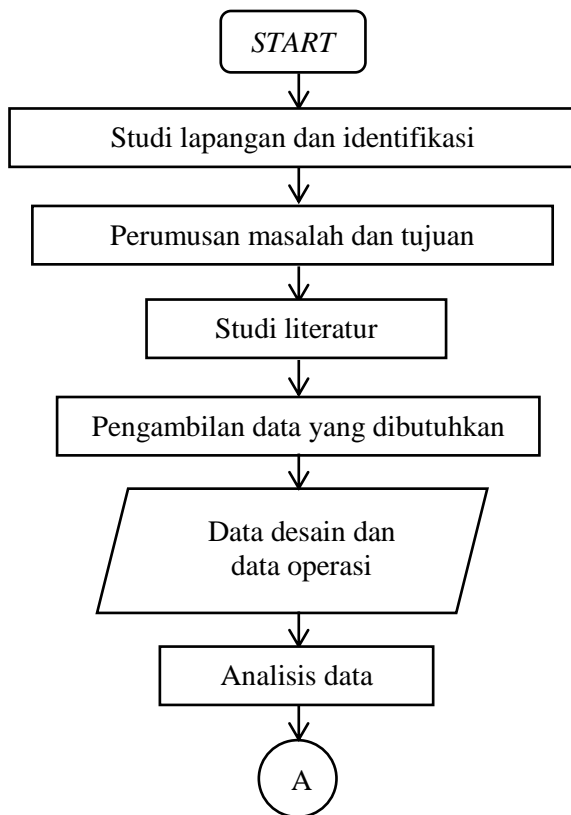
Studi literatur dilakukan untuk meninjau literatur yang bersangkutan dengan topik penelitian. Literatur yang digunakan yaitu jurnal tentang pengaruh penggantian material *tube*. Studi literatur dilakukan dengan membaca, merangkum, dan menyimpulkan referensi tentang perpindahan panas pada *reheater*.

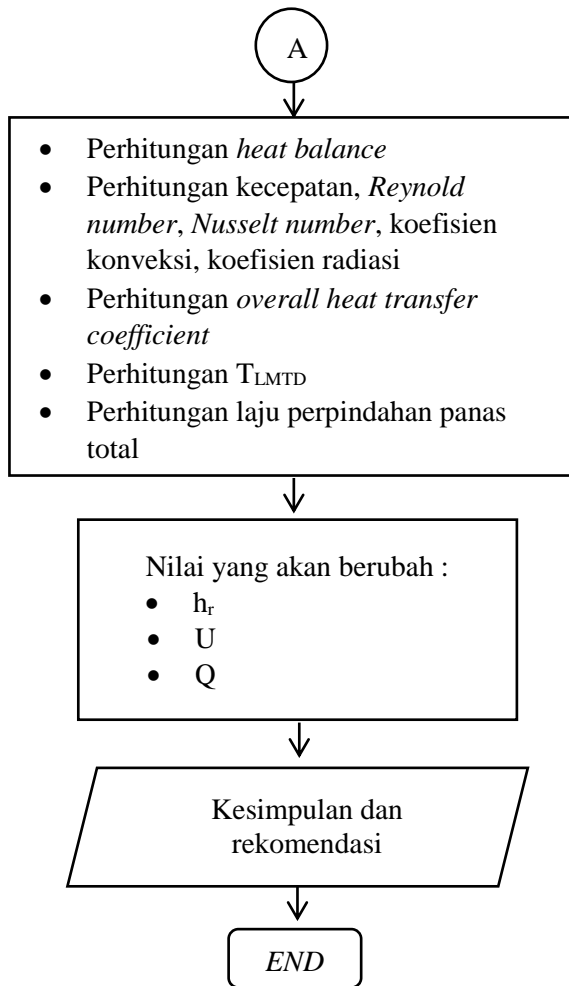
c. Pengambilan Data

Untuk melakukan penelitian perlu didukung dengan pengambilan data yang cukup. Data yang diperlukan yaitu data spesifikasi dan *drawing reheater*, data operasi pada tanggal 9 Januari 2018, *datasheet* material T91 dan TP304H, serta foto *reheater* di *plant*.

d. Analisa Data

Dari data yang diperoleh tersebut dapat diolah untuk menyelesaikan permasalahan dan mendapatkan hasil akhir yang diinginkan.





Gambar 3.1 Diagram alir tahap penelitian

3.2 Tahap Pengumpulan Data

Tahap ini dilakukan untuk mengumpulkan data-data yang diperlukan untuk penelitian. Data yang diperlukan dalam penelitian ini adalah :

3.2.1 Data *Flue Gas*

Tabel 3.1 Data *flue gas*

<i>Flue Gas</i>		
<i>Flue gas flow</i>	719.6	kg/s
FEGT (<i>Furnace Exit Gas Temperature</i>)	1255	°C

Tabl 3.2 Komposisi *Flue Gas*

Komposisi	y
CO ₂	13.97 %
H ₂ O	7.81 %

3.2.2 Data *Steam*

Tabel 3.3 Data *steam*

<i>Steam</i>		
<i>Steam flow</i>	470	kg/s
<i>Inlet temperature</i>	321.6	°C
<i>Inlet pressure</i>	40.4	bar
<i>Outlet temperature</i>	535.38	°C
<i>Outlet pressure</i>	38.14	bar

3.2.3 Dimensi *Tube*

Tabel 3.4 Dimensi *tube*

KODE	JUMLAH <i>TUBE</i>	DIAMETER			MATERIAL
		ID (mm)	OD (mm)	t (mm)	
B	1	65.28	69.85	4.57	TP304H
F	1	58.93	63.5	4.57	TP304H
J	1	59.72	63.5	3.78	T91

K	3	58.93	63.5	4.57	T91
M	16	60.12	63.5	3.38	T91

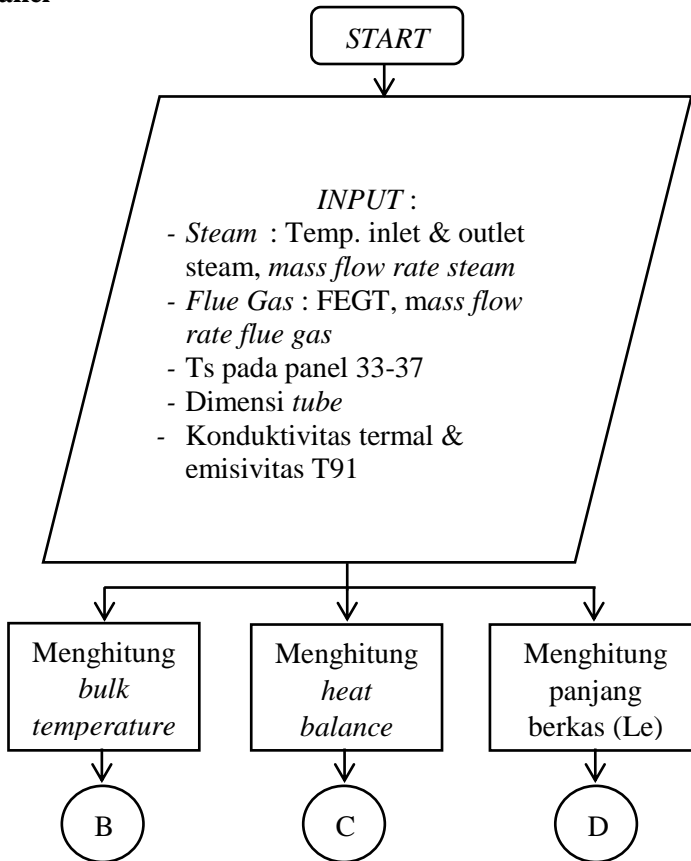
Tube yang akan diganti adalah *tube* dengan kode J, K, dan M yang materialnya SA-213 T91. *Tube* J, K, dan M akan diganti sesuai dengan dimensi dan material *tube* kode F.

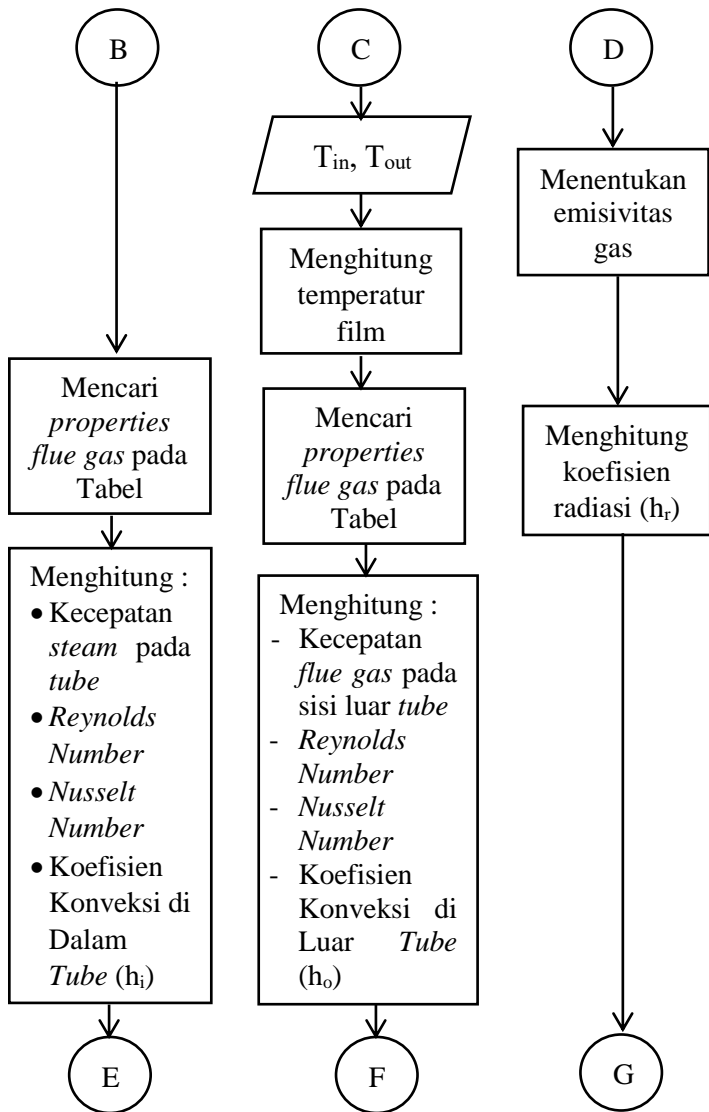
Tabel 3.5 *Metal temperature* pada panel 33 – panel 37

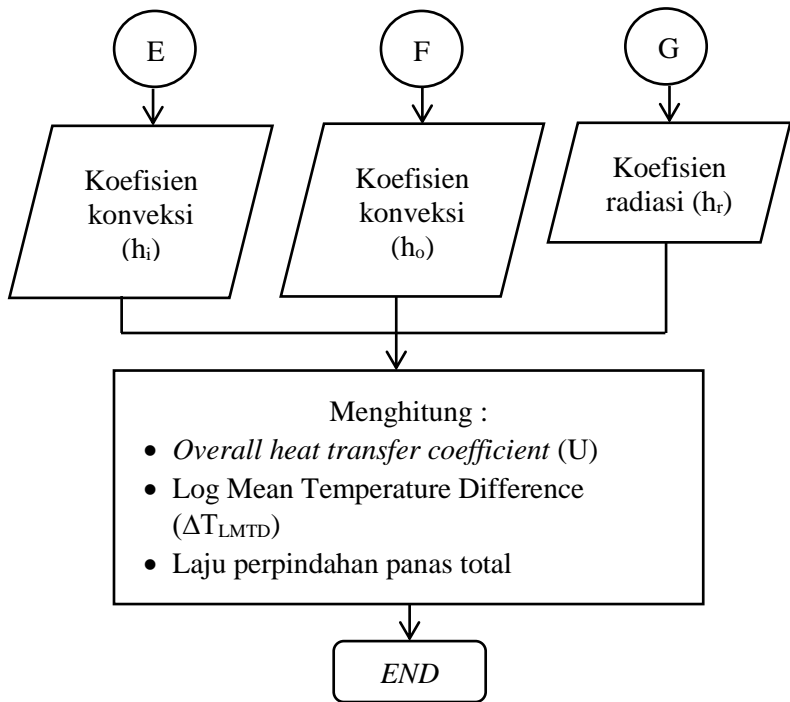
<i>METAL TEMPERATURE (°C)</i>				
Panel 33	Panel 34	Panel 35	Panel 36	Panel 37
559.797	566.599	556.994	542.532	527.121

3.3 Tahap Pengolahan Data

3.3.1 Flowchart Sebelum Penggantian Material pada Tiap Panel

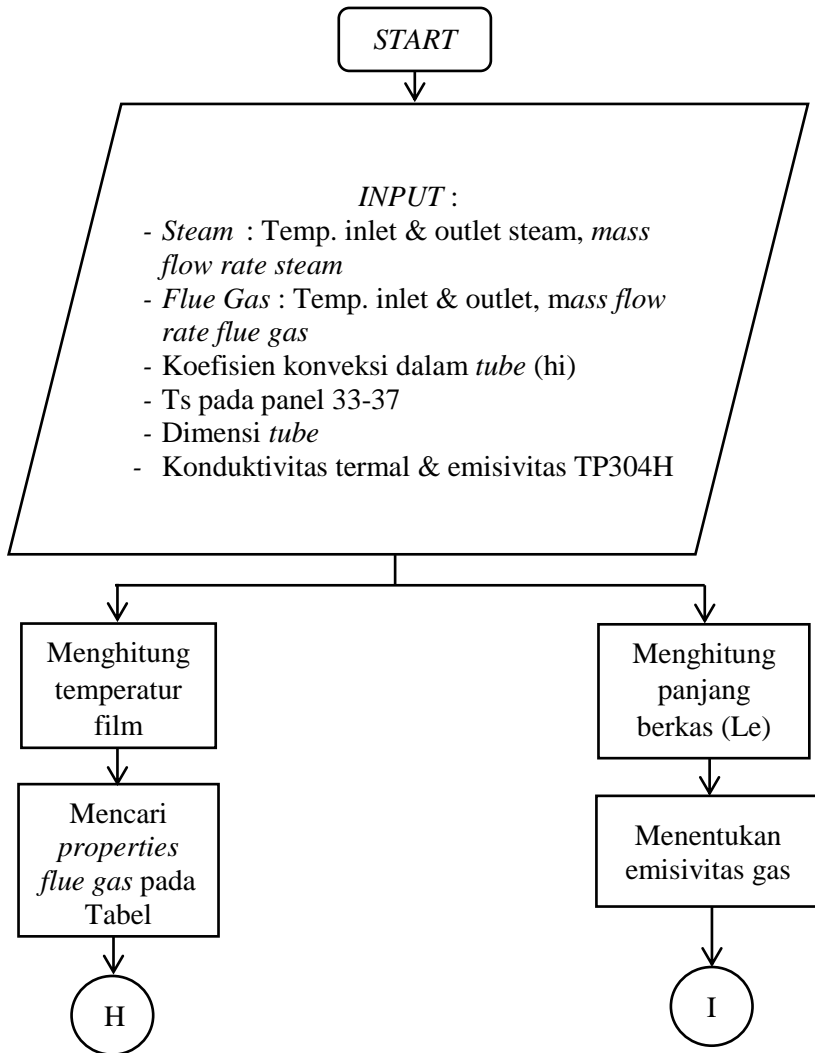


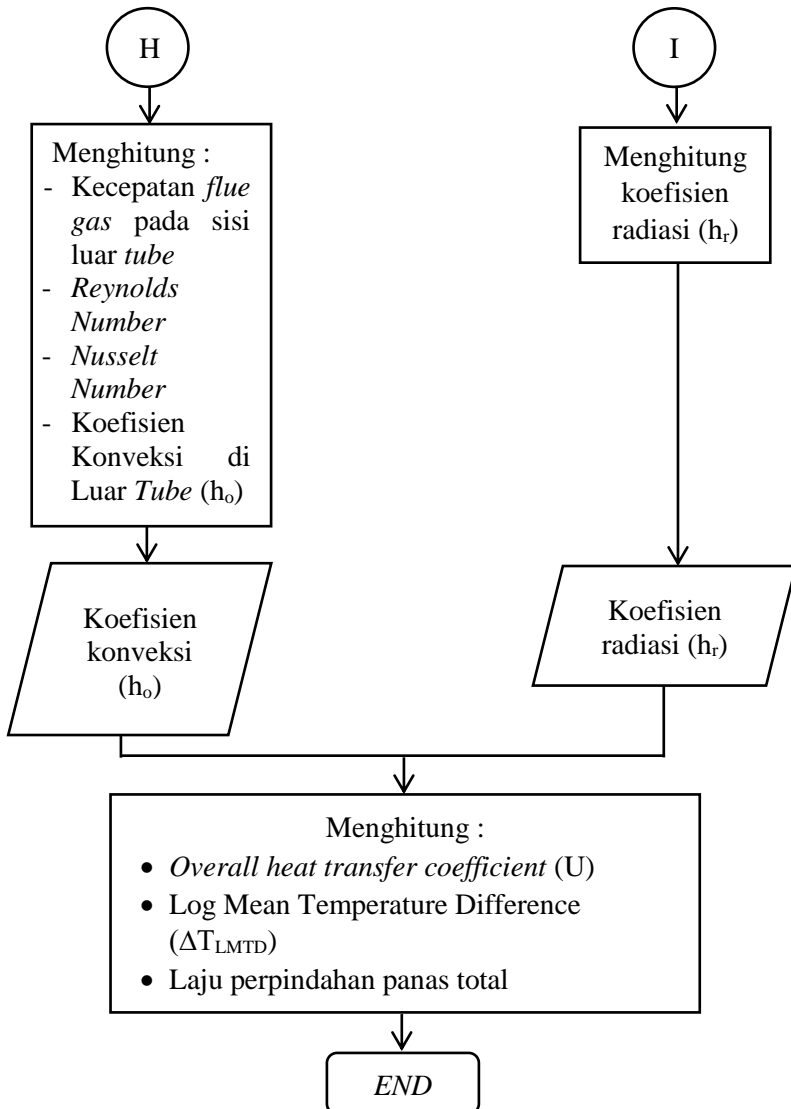




Gambar 3.2 Diagram Alir Sebelum Penggantian Material pada Tiap Panel

3.3.2 Flowchart Sesudah Penggantian Material pada Tiap Panel





Gambar 3.3 Diagram Alir Sesudah Penggantian Material Tiap Panel

BAB IV ANALISIS DAN PEMBAHASAN

Pada bab ini akan membahas perhitungan mengenai analisis perpindahan panas untuk mengetahui laju perpindahan panas total. Data yang digunakan dalam perhitungan adalah data aktual pada *reheater*.

Untuk melakukan analisis maka diperlukan data-data *properties* dari *flue gas* dan *steam*. Data aktual pada *reheater* :

Tabel 4.1 Data Pipa *Reheater*

Data Pipa Reheater	
Material	TP304H (B,F) T91 (J, K, M)
Panel yang diuji	Panel 33 – Panel 37
Jumlah <i>tube</i> yang akan diganti	20 <i>tube</i>

Tabel 4.2 Nilai Konduktivitas Termal dan Emisivitas

	T91	TP304H
Konduktivitas Termal (W / m. K)	30	22.15
Emisivitas	0.88	0.35

Tabel 4.3 Data Temperatur

Tabel Data			
<i>Steam</i>		<i>Flue Gas</i>	
Tin	Tout	Tin	Tout
593.75 K	810.07 K	1051.1436 K	789.3756 K

4.1 Analisis Perhitungan

4.1.1 Sebelum Penggantian Material

4.1.1.1 Panel 33

- Koefisien Konveksi Dalam Tube

a) Bulk Temperature (T_b)

$$T_b = \frac{593.75 \text{ K} + 810.07 \text{ K}}{2}$$

$$T_b = 701.91 \text{ K}$$

Tabel 4.4 Data *Properties Steam* Panel 33

Data Steam	
Laju aliran massa (\dot{m})	7.1212 kg/s
Massa jenis (ρ)	19.1748 kg/m ³
Viskositas dinamik (μ)	261.8146 x 10 ⁻⁷ N.s/m ²
Konduktivitas termal steam (k_s)	50.6686 x 10 ⁻³ W/m.K
Prandlt Number (Pr)	1.00

- b) Mencari kecepatan *steam* di dalam tube (per panel)

$$\frac{\dot{m}}{\rho} = \bar{V}(A_B + A_F + A_J + A_K + A_M)$$

dengan :

$$A_B = \frac{1}{4} \pi \times 65.28 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \times 65.28 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \times 1$$

$$= 0.00345 \text{ m}^2$$

$$A_F = \frac{1}{4} \pi \times 58.93 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \times 58.93 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \times 1$$

$$= 0.002726 \text{ m}^2$$

$$A_J = \frac{1}{4} \pi \times 59.72 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \times 59.72 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \times 1$$

$$= 0.0028 \text{ m}^2$$

$$A_K = \frac{1}{4} \pi \times 58.93 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \times 58.93 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \times 3$$

$$= 0.008178 \text{ m}^2$$

$$A_M = \frac{1}{4} \pi \times 60.12 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \times 60.12 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \times 16$$

$$= 0.054397 \text{ m}^2$$

$$A_{tot} = 0.062446 \text{ m}^2$$

$$\bar{V} = \frac{\dot{m}}{\rho \times A_{tot}} = \frac{7,1212 \text{ kg/s}}{19.1748 \text{ kg/m}^3 \times 0.062446 \text{ m}^2}$$

$$= 5.9472 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

- c) Mencari *Reynolds Number*

$$Re_D = \frac{\rho \times \bar{V} \times d_i}{\mu}$$

$$Re_D = \frac{0,3132 \text{ kg/m}^3 \times 5.9472 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 59.72 \times 10^{-3} \text{ m}}{261,8146 \times 10^{-7} \text{ N.s/m}^2}$$

$$Re_D = 260119.185 \longrightarrow \text{Aliran Turbulen}$$

- d) Mencari *Nusselt Number*

dengan nilai $Re \geq 10000$, $0.6 \leq Pr \leq 160$, $L/d_i \geq 10$ maka dapat digunakan persamaan:

$$Nu_D = 0.023 \times Re_D^{\frac{4}{5}} \times Pr^{0.4}$$

$$Nu_D = 0.023 \times 260119.185^{\frac{4}{5}} \times 1^{0.4}$$

$$Nu_D = 494.158$$

- e) Mencari koefisien konveksi di dalam *tube*

$$h_i = \frac{Nu_D \times k}{d_i}$$

$$h_i = \frac{494.158 \times 50.6686 \times 10^{-3} \text{ W/m.K}}{59.72 \times 10^{-3} \text{ m}}$$

$$h_i = 419.261 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

- Koefisien Konveksi Luar Tube

a) *Film Temperature* (T_f)

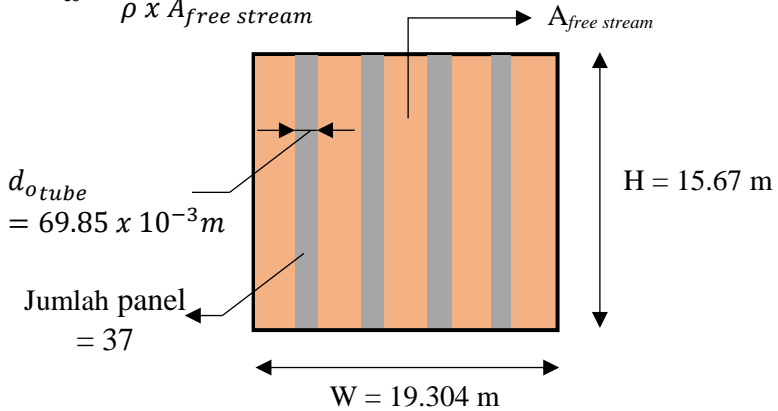
$$T_f = \frac{832.797 \text{ K} + 1051.1436 \text{ K}}{2} = 937.4703 \text{ K}$$

Tabel 4.5 Data *Properties Flue Gas* Panel 33

Data Flue Gas	
Laju aliran massa (\dot{m})	719.6 kg/s
Massa jenis (ρ)	0.393 kg/m ³
Viskositas dinamik (μ)	3.7635 x 10 ⁻⁵ N.s/m ²
Konduktivitas termal steam (k_s)	0.0655 W/m.K
Prandtl Number (Pr)	0.6979

b) Mencari kecepatan *flue gas*

$$V_{\infty} = \frac{\dot{m}}{\rho \times A_{free \text{ stream}}}$$



Gambar 4.1 *Heat transfer cross sectional area*

$$\begin{aligned}
 A_{free \text{ stream}} &= H \times W \\
 &= 15.67 \text{ m} \times [19.304 \text{ m} \\
 &\quad - (69.85 \times 10^{-3} \times 37) \text{ m}] \\
 &= 262.0204 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$V_{\infty} = \frac{\dot{m}}{\rho \times A_{free\ stream}} = \frac{719.6 \text{ kg/s}}{0.393 \text{ kg/m}^3 \times 262.0204 \text{ m}^2}$$

$$= 6.9881 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$L = 0.05483 \text{ m} + (0.04984 \times 21) \text{ m} = 1.40335 \text{ m}$$

c) Mencari *Reynolds number*

$$Re_L = \frac{\rho \times V_{\infty} \times L}{\mu}$$

$$Re_L = \frac{0.393 \text{ kg/m}^3 \times 6.9881 \text{ m/s} \times 1.40335 \text{ m}}{3.7635 \times 10^{-5} \text{ N.s/m}^2}$$

$$Re_L = 102407.1033 \longrightarrow \text{Aliran Laminar}$$

d) Mencari *Nusselt number*

$$Nu_L = 0.664 \times Re_L^{\frac{1}{2}} \times Pr^{\frac{1}{3}}$$

$$Nu_L = 0.664 \times 102407.1033^{\frac{1}{2}} \times 0.6979^{\frac{1}{3}}$$

$$Nu_L = 267.6036$$

e) Mencari koefisien konveksi di luar *tube*

$$h_o = \frac{Nu_L \times k}{L}$$

$$h_o = \frac{267.6036 \times 0.0655 \text{ W/m.K}}{1.40335 \text{ m}}$$

$$h_o = 12.4901 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

• Koefisien radiasi

$$h_r = \varepsilon \sigma (T_s + T_{sur})(T_s^2 + T_{sur}^2)$$

➤ *Mean beam length*

$$Le = 0.66 L = 0.66 \times 1.40335 \text{ m} = 0.93 \text{ m}$$

$$\text{➤ } P_w = \frac{7.81}{100} \times 1.05 \text{ atm} = 0.082 \text{ atm}$$

$$\text{➤ } P_w = \frac{13.97}{100} \times 1.05 \text{ atm} = 0.1466 \text{ atm}$$

➤ Dari gambar 2.8, 2.9 dan 2.10 didapat emisivitas :

$$\left. \begin{array}{l} \varepsilon_w = 0.12 \\ \varepsilon_c = 0.12 \\ \Delta\varepsilon = 0.01 \end{array} \right\} \varepsilon_g = 0.23$$

$$\varepsilon_{tot} = \varepsilon_{T91} + \varepsilon_g = 1.11$$

$$h_r = 1.11 \times 5.67 \times 10^{-8} \frac{W}{m^2 \cdot K^4} (832.797 + 1051.1436) K \times (832.797^2 + 1051.1436^2) K^2$$

$$h_r = 213.241 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

- Overall heat transfer coefficient (U)

$$U_f = \frac{1}{\frac{d_o}{d_i} \frac{1}{h_i} + \frac{d_o}{d_i} R_{fi} + \frac{d_o \ln(d_o/d_i)}{2k} + R_{fo} + \frac{1}{h_o + h_r}}$$

$$U_f = \frac{1}{\left(\frac{63.5m}{59.72m} \times \frac{1}{419.261 \frac{W}{m^2 \cdot K}} \right) + \left(\frac{63.5m}{59.72m} \times 0.000088 \frac{m^2 \cdot K}{W} \right) + \frac{1}{\left(\frac{63.5 \ln(63.5/59.72)}{2 \times 30 \frac{W}{m \cdot K}} \right) + \left(0.001761 \frac{m^2 \cdot K}{W} \right) + \left(\frac{1}{(12.4901 + 213.241) \frac{W}{m^2 \cdot K}} \right)}}$$

$$U_f = 112.54 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

- *Log Mean Temperature Difference* (T_{LMTD})

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_{h,i} - T_{c,o}) - (T_{h,o} - T_{c,i})}{\ln \frac{(T_{h,i} - T_{c,o})}{(T_{h,o} - T_{c,i})}}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(1051.1436 - 810.07)K - (789.3756 - 593.75)K}{\ln \frac{(1051.1436 - 810.07)}{(789.3756 - 593.75)}}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 217.559 K$$

- Laju Perpindahan Panas

$$Q = U \times A \times \Delta T_{LMTD}$$

$$Q = 6415.37 kW$$

4.1.1.2 Panel 34

- Koefisien Konveksi Dalam *Tube*
Nilai koefisien konveksi dalam *tube* sama

$$h_i = 419.261 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

- Koefisien Konveksi Luar *Tube*

- Film Temperature* (T_f)

$$T_f = \frac{839.599 K + 1051.1436 K}{2} = 941.97 K$$

Tabel 4.6 Data *Properties Flue Gas* Panel 34

Data Flue Gas	
Laju aliran massa (\dot{m})	719.6 kg/s
Massa jenis (ρ)	0.3937 kg/m ³
Viskositas dinamik (μ)	3.7578 x 10 ⁻⁵ N.s/m ²
Konduktivitas termal <i>steam</i> (k_s)	0.0654 W/m.K
<i>Prandtl Number</i> (Pr)	0.6979

- Mencari kecepatan *flue gas*

$$V_{\infty} = \frac{\dot{m}}{\rho \times A_{free stream}}$$

$$\begin{aligned}
 A_{free\ stream} &= H \times W \\
 &= 15.67\text{m} \times [19.304\text{m} \\
 &\quad - (69.85 \times 10^{-3} \times 37)\text{m}] \\
 &= 262.0204\text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_{\infty} &= \frac{\dot{m}}{\rho \times A_{free\ stream}} = \frac{719.6\text{ kg/s}}{0.3937\text{ kg/m}^3 \times 262.0204\text{ m}^2} \\
 &= 6.9757\text{ m/s}
 \end{aligned}$$

c) Mencari *Reynolds number*

$$Re_L = \frac{\rho \times V_{\infty} \times L}{\mu}$$

$$\begin{aligned}
 L &= d_{o\ tube,B} + (d_{o\ tube,F} \times \text{jumlah tube}) \\
 &= 0.05483\text{ m} + (0.04984 \times 21)\text{m}
 \end{aligned}$$

$$L = 1.40335\text{ m}$$

$$Re_L = \frac{0.3937\text{ kg/m}^3 \times 6.9757\text{ m/s} \times 1.40335\text{ m}}{3.7578 \times 10^{-5}\text{ N.s/m}^2}$$

$$Re_L = 102562.439 \longrightarrow \text{Aliran Laminar}$$

d) Mencari *Nusselt number*

$$Nu_L = 0.664 \times Re_L^{\frac{1}{2}} \times Pr^{\frac{1}{3}}$$

$$Nu_L = 0.664 \times 102562.439^{\frac{1}{2}} \times 0.6979^{\frac{1}{3}}$$

$$Nu_L = 267.928$$

e) Mencari koefisien konveksi di luar *tube*

$$h_o = \frac{Nu_L \times k}{L}$$

$$h_o = \frac{267.928 \times 0.0654\text{ W/m.K}}{1.40335\text{ m}}$$

$$h_o = 12.486\text{ W/m}^2.\text{K}$$

- Koefisien radiasi

$$h_r = \varepsilon \sigma (T_s + T_{sur})(T_s^2 + T_{sur}^2)$$

$$h_r = 1.11 \times 5.67 \times 10^{-8} \frac{W}{m^2 \cdot K^4} (839.599 + 1051.1436) K \times (839.599^2 + 1051.1436^2) K^2$$

$$h_r = 215.365 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

- Overall heat transfer coefficient (U)

$$U_f = \frac{1}{\frac{d_o}{d_i} \frac{1}{h_i} + \frac{d_o}{d_i} R_{fi} + \frac{d_o \ln(d_o/d_i)}{2k} + R_{fo} + \frac{1}{h_o + h_r}}$$

$$U_f = \frac{1}{\left(\frac{63.5m}{59.72m} \times \frac{1}{419.261 \frac{W}{m^2 \cdot K}} \right) + \left(\frac{63.5m}{59.72m} \times 0.000088 \frac{m^2 \cdot K}{W} \right) + \frac{1}{\left(\frac{63.5 m \ln(63.5/59.72)}{2 \times 30 \frac{W}{m \cdot K}} \right) + \left(0.001761 \frac{m^2 \cdot K}{W} \right) + \left(\frac{1}{(12.486 + 215.365) \frac{W}{m^2 \cdot K}} \right)}$$

$$U_f = 109.217 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

- Laju Perpindahan Panas

$$Q = U \times A \times \Delta T_{LMTD}$$

$$Q = 6445.27 \text{ kW}$$

4.1.1.3 Panel 35

- Koefisien Konveksi Dalam *Tube*

Nilai koefisien konveksi dalam *tube* sama

$$h_i = 419.261 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

- Koefisien Konveksi Luar *Tube*

- Film Temperature* (T_f)

$$T_f = \frac{829.994 \text{ K} + 1051.1436 \text{ K}}{2} = 940.569 \text{ K}$$

Tabel 4.7 Data *Properties Flue Gas* Panel 35

Data Flue Gas	
Laju aliran massa (\dot{m})	719.6 kg/s
Massa jenis (ρ)	0.3937 kg/m ³
Viskositas dinamik (μ)	3.756 x 10 ⁻⁵ N.s/m ²
Konduktivitas termal <i>steam</i> (k_s)	0.0654 W/m.K
<i>Prandlt Number</i> (Pr)	0.6979

- Mencari kecepatan *flue gas*

$$V_\infty = \frac{\dot{m}}{\rho \times A_{free \text{ stream}}}$$

$$\begin{aligned} A_{free \text{ stream}} &= H \times W \\ &= 15.67m \times [19.304m \\ &\quad - (69.85 \times 10^{-3} \times 37)m] \\ &= 262.0204 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_\infty &= \frac{\dot{m}}{\rho \times A_{free \text{ stream}}} = \frac{719.6 \frac{kg}{s}}{0.3937 \frac{kg}{m^3} \times 262.0204 \text{ m}^2} \\ &= 6.9757 \frac{m}{s} \end{aligned}$$

- Mencari *Reynolds number*

$$Re_L = \frac{\rho \times V_\infty \times L}{\mu}$$

$$L = d_{o_{tube,B}} + (d_{o_{tube,F}} \times \text{jumlah tube})$$

$$= 0.05483 \text{ m} + (0.04984 \times 21) \text{ m}$$

$$L = 1.40335 \text{ m}$$

$$Re_L = \frac{0.3937 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 6.9757 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1.40335 \text{ m}}{3.756 \times 10^{-5} \frac{\text{N} \cdot \text{s}}{\text{m}^2}}$$

$$Re_L = 102507.881 \longrightarrow \text{Aliran Laminar}$$

d) Mencari *Nusselt number*

$$Nu_L = 0.664 \times Re_L^{\frac{1}{2}} \times Pr^{\frac{1}{3}}$$

$$Nu_L = 0.664 \times 102507.881^{\frac{1}{2}} \times 0.6979^{\frac{1}{3}}$$

$$Nu_L = 267.814$$

e) Mencari koefisien konveksi di luar *tube*

$$h_o = \frac{Nu_L \times k}{L}$$

$$h_o = \frac{267.814 \times 0.0654 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}}{1.40335 \text{ m}}$$

$$h_o = 12.481 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

• Koefisien radiasi

$$h_r = \varepsilon \sigma (T_s + T_{sur})(T_s^2 + T_{sur}^2)$$

$$h_r = 1.11 \times 5.67 \times 10^{-8} \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}^4} (829.994$$

$$+ 1051.1436) \text{ K} \times$$

$$(829.994^2 + 1051.1436^2) \text{ K}^2$$

$$h_r = 212.372 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

- Overall heat transfer coefficient (U)

$$U_f = \frac{1}{\frac{d_o}{d_i} \frac{1}{h_i} + \frac{d_o}{d_i} R_{fi} + \frac{d_o \ln(d_o/d_i)}{2k} + R_{fo} + \frac{1}{h_o + h_r}}$$

$$U_f = \frac{1}{\left(\frac{63.5m}{59.72m} \times \frac{1}{419.261 \frac{W}{m^2 \cdot K}} \right) + \left(\frac{63.5m}{59.72m} \times 0.000088 \frac{m^2 \cdot K}{W} \right) + \frac{1}{\left(\frac{63.5 \ln(63.5/59.72)}{2 \times 30 \frac{W}{m \cdot K}} \right) + \left(0.001761 \frac{m^2 \cdot K}{W} \right) + \left(\frac{1}{(12.481 + 212.372) \frac{W}{m^2 \cdot K}} \right)}} \times$$

$$U_f = 112.322 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

- Laju Perpindahan Panas

$$Q = U \times A \times \Delta T_{LMTD}$$

$$Q = 6402.905 \text{ kW}$$

4.1.1.4 Panel 36

- Koefisien Konveksi Dalam Tube

Nilai koefisien konveksi dalam tube sama

$$h_i = 419.261 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

- Koefisien Konveksi Luar *Tube*

a) *Film Temperature* (T_f)

$$T_f = \frac{816.532 \text{ K} + 1051.1436 \text{ K}}{2} = 933.838 \text{ K}$$

Tabel 4.8 Data *Properties Flue Gas* Panel 36

Data <i>Flue Gas</i>	
Laju aliran massa (\dot{m})	719.6 kg/s
Massa jenis (ρ)	0.3966 kg/m ³
Viskositas dinamik (μ)	3.74 x 10 ⁻⁵ N.s/m ²
Konduktivitas termal <i>steam</i> (k_s)	0.065 W/m.K
<i>Prandtl Number</i> (Pr)	0.6978

b) Mencari kecepatan *flue gas*

$$V_\infty = \frac{\dot{m}}{\rho \times A_{free \ stream}}$$

$$\begin{aligned} A_{free \ stream} &= H \times W \\ &= 15.67 \text{ m} \times [19.304 \text{ m} \\ &\quad - (69.85 \times 10^{-3} \times 37) \text{ m}] \\ &= 262.0204 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_\infty &= \frac{\dot{m}}{\rho \times A_{free \ stream}} = \frac{719.6 \text{ kg/s}}{0.3966 \text{ kg/m}^3 \times 262.0204 \text{ m}^2} \\ &= 6.9247 \frac{\text{m}}{\text{s}} \end{aligned}$$

c) Mencari *Reynolds number*

$$Re_L = \frac{\rho \times \dot{V}_\infty \times L}{\mu}$$

$$\begin{aligned} L &= d_{o \ tube, B} + (d_{o \ tube, F} \times \text{jumlah tube}) \\ &= 0.05483 \text{ m} + (0.04984 \times 21) \text{ m} \end{aligned}$$

$$L = 1.40335 \text{ m}$$

$$Re_L = \frac{0.3966 \frac{kg}{m^3} \times 6.9247 \frac{m}{s} \times 1.40335 m}{3.74 \times 10^{-5} \frac{N \cdot s}{m^2}}$$

$$Re_L = 103050.57 \longrightarrow \text{Aliran Laminar}$$

- d) Mencari *Nusselt number*

$$Nu_L = 0.664 \times Re_L^{\frac{1}{2}} \times Pr^{\frac{1}{3}}$$

$$Nu_L = 0.664 \times 103050.57^{\frac{1}{2}} \times 0.6978^{\frac{1}{3}}$$

$$Nu_L = 268.935$$

- e) Mencari koefisien konveksi di luar *tube*

$$h_o = \frac{Nu_L \times k}{L}$$

$$h_o = \frac{268.935 \times 0.065 \frac{W}{m \cdot K}}{1.40335 m}$$

$$h_o = 12.456 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

- Koefisien radiasi

$$h_r = \varepsilon \sigma (T_s + T_{sur}) (T_s^2 + T_{sur}^2)$$

$$h_r = 1.11 \times 5.67 \times 10^{-8} \frac{W}{m^2 \cdot K^4} (816.532 + 1051.1436) K \times (816.532^2 + 1051.1436^2) K^2$$

$$h_r = 208.247 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

- Overall heat transfer coefficient (U)

$$U_f = \frac{1}{\frac{d_o}{d_i} \frac{1}{h_i} + \frac{d_o}{d_i} R_{fi} + \frac{d_o \ln(d_o/d_i)}{2k} + R_{fo} + \frac{1}{h_o + h_r}}$$

$$\begin{aligned}
 U_f &= \frac{1}{\left(\frac{63.5m}{59.72m} \times \frac{1}{419.261 \frac{W}{m^2 \cdot K}} \right) + \left(\frac{63.5m}{59.72m} \times 0.000088 \frac{m^2 \cdot K}{W} \right) +} \\
 &\quad \frac{1}{\left(\frac{63.5 m \ln(63.5/59.72)}{2 \times 30 \frac{W}{m \cdot K}} \right) + \left(0.001761 \frac{m^2 \cdot K}{W} \right) +} \\
 &\quad \left(\frac{1}{(12.456 + 208.247) \frac{W}{m^2 \cdot K}} \right) \\
 U_f &= 111.277 \frac{W}{m^2 \cdot K}
 \end{aligned}$$

- Laju Perpindahan Panas
 $Q = U \times A \times \Delta T_{LMTD}$
 $Q = 6343.327 \text{ kW}$

4.1.1.5 Panel 37

- Koefisien Konveksi Dalam *Tube*
 Nilai koefisien konveksi dalam *tube* sama

$$h_i = 419.261 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$
- Koefisien Konveksi Luar *Tube*
 - Film Temperature* (T_f)

$$T_f = \frac{800.121 \text{ K} + 1051.1436 \text{ K}}{2} = 925.632 \text{ K}$$

Tabel 4.9 Data *Properties Flue Gas* Panel 37

Data <i>Flue Gas</i>	
Laju aliran massa (\dot{m})	719.6 kg/s
Massa jenis (ρ)	0.3998 kg/m ³
Viskositas dinamik (μ)	3.7192 x 10 ⁻⁵ N.s/m ²

Konduktivitas termal steam (k_s)	0.0654 W/m.K
Prandlt Number (Pr)	0.6978

- b) Mencari kecepatan *flue gas*

$$V_{\infty} = \frac{\dot{m}}{\rho \times A_{free\ stream}}$$

$$\begin{aligned} A_{free\ stream} &= H \times W \\ &= 15.67m \times [19.304m \\ &\quad - (69.85 \times 10^{-3} \times 37)m] \\ &= 262.0204\ m^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\infty} &= \frac{\dot{m}}{\rho \times A_{free\ stream}} = \frac{719.6\ kg/s}{0.3998\ kg/m^3 \times 262.0204\ m^2} \\ &= 6.869\ \frac{m}{s} \end{aligned}$$

- c) Mencari *Reynolds number*

$$Re_L = \frac{\rho \times V_{\infty} \times L}{\mu}$$

$$\begin{aligned} L &= d_{o\ tube,B} + (d_{o\ tube,F} \times \text{jumlah tube}) \\ &= 0.05483\ m + (0.04984 \times 21)m \end{aligned}$$

$$L = 1.40335\ m$$

$$Re_L = \frac{0.3998\ kg/m^3 \times 6.869\ m/s \times 1.40335\ m}{3.7192 \times 10^{-5}\ N \cdot s/m^2}$$

$$Re_L = 103626.9 \longrightarrow \text{Aliran Laminar}$$

- d) Mencari *Nusselt number*

$$Nu_L = 0.664 \times Re_L^{\frac{1}{2}} \times Pr^{\frac{1}{3}}$$

$$Nu_L = 0.664 \times 103626.9^{\frac{1}{2}} \times 0.6978^{\frac{1}{3}}$$

$$Nu_L = 270.138$$

- e) Mencari koefisien konveksi di luar tube

$$h_o = \frac{Nu_L \times k}{L}$$

$$h_o = \frac{270.138 \times 0.0645 \text{ W/m.K}}{1.40335 \text{ m}}$$

$$h_o = 12.416 \frac{W}{m^2.K}$$

- Koefisien radiasi

$$h_r = \varepsilon \sigma (T_s + T_{sur})(T_s^2 + T_{sur}^2)$$

$$h_r = 1.11 \times 5.67 \times 10^{-8} \frac{W}{m^2.K^4} (800.121$$

$$+ 1051.1436) K \times$$

$$(800.121^2 + 1051.1436^2) K^2$$

$$h_r = 203.326 \frac{W}{m^2.K}$$

- Overall heat transfer coefficient (U)

$$U_f = \frac{1}{\frac{d_o}{d_i} \frac{1}{h_i} + \frac{d_o}{d_i} R_{fi} + \frac{d_o \ln(d_o/d_i)}{2k} + R_{fo} + \frac{1}{h_o + h_r}}$$

$$U_f = \frac{1}{\left(\frac{63.5m}{59.72m} \times \frac{1}{419.261 \frac{W}{m^2.K}} \right) + \left(\frac{63.5m}{59.72m} \times 0.000088 \frac{m^2.K}{W} \right) +}$$

$$U_f = 110.001 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

- Laju Perpindahan Panas

$$Q = U \times A \times \Delta T_{LMTD}$$

$$Q = 6270.617 \text{ kW}$$

4.1.2 Sesudah Penggantian Material

4.1.2.1 Panel 33

- a) Bulk Temperature (T_b)

$$T_b = \frac{593.75 \text{ K} + 810.07 \text{ K}}{2}$$

$$T_b = 701.91 \text{ K}$$

Tabel 4.10 Data *Properties Steam* Panel 33

Data Steam	
Laju aliran massa (\dot{m})	7.1212 kg/s
Massa jenis (ρ)	0.3132 kg/m ³
Viskositas dinamik (μ)	261.8146 x 10 ⁻⁷ N.s/m ²
Konduktivitas termal steam (k_s)	50.6686 x 10 ⁻³ W/m.K
Prandlt Number (Pr)	1.00

- b) Mencari kecepatan *steam* di dalam *tube* (per panel)

$$\frac{\dot{m}}{\rho} = \bar{V}(A_B + A_F)$$

dengan,

$$A_B = \frac{1}{4} \pi \times 65.28 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \times 65.28 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \times 1$$

$$= 0.003345 \text{ m}^2$$

$$A_F = \frac{1}{4} \pi \times 58.93 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \times 58.93 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \times 21$$

$$= 0.057248 \text{ m}^2$$

$$A_{tot} = 0.060593 \text{ m}^2$$

$$\bar{V} = \frac{\dot{m}}{\rho \times A_{tot}} = \frac{7.1212 \text{ kg/s}}{19.1748 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0.060593 \text{ m}^2}$$

$$= 6.1291 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

c) Mencari *Reynolds Number*

$$Re_D = \frac{\rho \times \bar{V} \times d_i}{\mu}$$

$$Re_D = \frac{0,3132 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 6.1291 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 58.93 \times 10^{-3} \text{ m}}{261,8146 \times 10^{-7} \text{ N.s/m}^2}$$

$$Re_D = 264527.45 \longrightarrow \text{Aliran Turbulen}$$

d) Mencari *Nusselt Number*

Dengan nilai $Re \geq 10000$, $0.6 \leq Pr \leq 160$, $L/d_i \geq 10$ maka dapat digunakan persamaan:

$$Nu_D = 0.023 \times Re_D^{\frac{4}{5}} \times Pr^{0.4}$$

$$Nu_D = 0.023 \times 264527.45 \times 1^{0.4}$$

$$Nu_D = 500.486$$

e) Mencari koefisien konveksi di dalam *tube*

$$h_i = \frac{Nu_D \times k}{d_i}$$

$$h_i = \frac{500.486 \times 50.6686 \times 10^{-3} \text{ W/m.K}}{58.93 \times 10^{-3} \text{ m}}$$

$$h_i = 430.633 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

- Koefisien Konveksi Luar *tube*

Nilai koefisien konveksi luar *tube* sesudah penggantian material sama dengan sebelum penggantian material

$$h_o = 12.4901 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

- Koefisien radiasi

$$h_r = \varepsilon \sigma (T_s + T_{sur})(T_s^2 + T_{sur}^2)$$

$$\text{➤ } Le = 0.66 L = 0.66 \times 1.40335 \text{ m} = 0.93 \text{ m}$$

$$\text{➤ } P_w = \frac{7.81}{100} \times 1.05 \text{ atm} = 0.082 \text{ atm}$$

$$\text{➤ } P_w = \frac{13.97}{100} \times 1.05 \text{ atm} = 0.1466 \text{ atm}$$

➤ Dari gambar 2.8, 2.9 dan 2.10 didapat emisivitas :

$$\left. \begin{array}{l} \varepsilon_w = 0.12 \\ \varepsilon_c = 0.12 \\ \Delta \varepsilon = 0.01 \end{array} \right\} \varepsilon_g = 0.23$$

$$\varepsilon_{tot} = \varepsilon_{TP304H} + \varepsilon_g = 0.58$$

$$h_r = 0.58 \times 5.67 \times 10^{-8} \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}^4} (832.797 + 1051.1436) \text{ K} \times (832.797^2 + 1051.1436^2) \text{ K}^2$$

$$h_r = 111.423 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

- Overall heat transfer coefficient (U)

$$U_f = \frac{1}{\frac{d_o}{d_i} \frac{1}{h_i} + \frac{d_o}{d_i} R_{fi} + \frac{d_o \ln(d_o/d_i)}{2k} + R_{fo} + \frac{1}{h_o + h_r}}$$

$$\begin{aligned}
U_f &= \frac{1}{\left(\frac{63.5m}{58.93m} x \frac{1}{430.633 \frac{W}{m^2 \cdot K}} \right) + \left(\frac{63.5m}{58.93m} x 0.000088 \frac{m^2 \cdot K}{W} \right) +} x \\
&\quad \frac{1}{\left(\frac{63.5 m \ln(63.5/58.93)}{2 x 30 \frac{W}{m \cdot K}} \right) + \left(0.001761 \frac{m^2 \cdot K}{W} \right) +} \\
&\quad \left(\frac{1}{(12.4901 + 111.423) \frac{W}{m^2 \cdot K}} \right) \\
U_f &= 79.775 \frac{W}{m^2 \cdot K}
\end{aligned}$$

- Laju Perpindahan Panas
 $Q = U \times A \times T_{LMTD}$
 $Q = 4547.57 \text{ kW}$

4.1.2.2 Panel 34

- Koefisien Konveksi Dalam *Tube*
 Nilai koefisien konveksi dalam *tube* sama

$$h_i = 430.633 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$
- Koefisien Konveksi Luar *tube*
 Nilai koefisien konveksi luar *tube* sesudah penggantian material sama dengan sebelum penggantian material

$$h_o = 12.486 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$
- Koefisien radiasi

$$h_r = \varepsilon \sigma (T_s + T_{sur})(T_s^2 + T_{sur}^2)$$

$$h_r = 0.58 \times 5.67 \times 10^{-8} \frac{W}{m^2 \cdot K^4} (839.599 + 1051.1436) K \times (839.599^2 + 1051.1436^2) K^2$$

$$h_r = 112.533 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

- Overall heat transfer coefficient (U)

$$U_f = \frac{1}{\frac{d_o}{d_i} \frac{1}{h_i} + \frac{d_o}{d_i} R_{fi} + \frac{d_o \ln(d_o/d_i)}{2k} + R_{fo} + \frac{1}{h_o + h_r}}$$

$$U_f = \frac{1}{\left(\frac{63.5m}{58.93m} \times \frac{1}{430.633 \frac{W}{m^2 \cdot K}} \right) + \left(\frac{63.5m}{58.93m} \times 0.000088 \frac{m^2 \cdot K}{W} \right) + \frac{1}{\left(\frac{63.5 \ln(63.5/58.93)}{2 \times 30 \frac{W}{m \cdot K}} \right) + \left(0.001761 \frac{m^2 \cdot K}{W} \right) + \left(\frac{1}{(12.486 + 112.533) \frac{W}{m^2 \cdot K}} \right)} \times$$

$$U_f = 80.231 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

- Laju Perpindahan Panas

$$Q = U \times A \times T_{LMTD}$$

$$Q = 4573.61 \text{ kW}$$

4.1.2.3 Panel 35

- Koefisien Konveksi Dalam *Tube*

Nilai koefisien konveksi dalam *tube* sama

$$h_i = 430.633 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

- Koefisien Konveksi Luar *tube*

Nilai koefisien konveksi luar *tube* sesudah penggantian material sama dengan sebelum penggantian material

$$h_o = 12.48 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

- Koefisien radiasi

$$h_r = \varepsilon \sigma (T_s + T_{sur}) (T_s^2 + T_{sur}^2)$$

$$h_r = 0.58 \times 5.67 \times 10^{-8} \frac{W}{m^2 \cdot K^4} (829.994 + 1051.1436) K \times (829.994^2 + 1051.1436^2) K^2$$

$$h_r = 110.97 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

- a) Overall heat transfer coefficient (U)

$$U_f = \frac{1}{\frac{d_o}{d_i} \frac{1}{h_i} + \frac{d_o}{d_i} R_{fi} + \frac{d_o \ln(d_o/d_i)}{2k} + R_{fo} + \frac{1}{h_o + h_r}}$$

$$= \frac{1}{\left(\frac{63.5m}{58.93m} \times \frac{1}{430.633 \frac{W}{m^2 \cdot K}} \right) + \left(\frac{63.5m}{58.93m} \times 0.000088 \frac{m^2 \cdot K}{W} \right) +}$$

$$U_f = 79.582 \frac{W}{m^2 \cdot K} \frac{1}{\left(\frac{63.5 \ln\left(\frac{63.5}{58.93}\right)}{2 \times 30 \frac{W}{m \cdot K}} \right) + \left(0.001761 \frac{m^2 \cdot K}{W} \right) + \left(\frac{1}{(12.48 + 110.97) \frac{W}{m^2 \cdot K}} \right)}$$

b) Laju Perpindahan Panas

$$Q = U \times A \times T_{LMTD}$$

$$Q = 4536.6 \text{ kW}$$

4.1.2.4 Panel 36

- Koefisien Konveksi Dalam *Tube*

Nilai koefisien konveksi dalam *tube* sama

$$h_i = 430.633 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

- Koefisien Konveksi Luar *Tube*

Nilai koefisien konveksi luar *tube* sesudah penggantian material sama dengan sebelum penggantian material

$$h_o = 12.456 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

- Koefisien radiasi

$$h_r = \varepsilon \sigma (T_s + T_{sur}) (T_s^2 + T_{sur}^2)$$

$$h_r = 0.58 \times 5.67 \times 10^{-8} \frac{W}{m^2 \cdot K^4} (816.532 + 1051.1436) K \times (816.532^2 + 1051.1436^2) K^2$$

$$h_r = 108.814 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

- Overall heat transfer coefficient (U)

$$U_f = \frac{1}{\frac{d_o}{d_i} \frac{1}{h_i} + \frac{d_o}{d_i} R_{fi} + \frac{d_o \ln(d_o/d_i)}{2k} + R_{fo} + \frac{1}{h_o + h_r}}$$

$$= \frac{1}{\left(\frac{63.5m}{58.93m} \times \frac{1}{430.633 \frac{W}{m^2 \cdot K}} \right) + \left(\frac{63.5m}{58.93m} \times 0.000088 \frac{m^2 \cdot K}{W} \right) + \frac{1}{\left(\frac{63.5 m \ln(63.5/58.93)}{2 \times 30 \frac{W}{m \cdot K}} \right) + \left(0.001761 \frac{m^2 \cdot K}{W} \right) + \left(\frac{1}{(12.456 + 108.814) \frac{W}{m^2 \cdot K}} \right)}$$

$$U_f = 78.671 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

- Laju Perpindahan Panas

$$Q = U \times A \times T_{LMTD}$$

$$Q = 4484.63 \text{ kW}$$

4.1.2.5 Panel 37

- Koefisien Konveksi Dalam Tube

Nilai koefisien konveksi dalam tube sama

$$h_i = 430.633 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

- Koefisien Konveksi Luar tube

Nilai koefisien konveksi luar tube sesudah penggantian material sama dengan sebelum penggantian material

$$h_o = 12.416 \frac{W}{m^2.K}$$

- Koefisien radiasi

$$h_r = \varepsilon \sigma (T_s + T_{sur})(T_s^2 + T_{sur}^2)$$

$$h_r = 0.58 \times 5.67 \times 10^{-8} \frac{W}{m^2.K^4} (800.121 + 1051.1436) K \times (800.121^2 + 1051.1436^2) K^2$$

$$h_r = 106.242 \frac{W}{m^2.K}$$

- Overall heat transfer coefficient (U)

$$U_f = \frac{1}{\frac{d_o}{d_i} \frac{1}{h_i} + \frac{d_o}{d_i} R_{fi} + \frac{d_o \ln(d_o/d_i)}{2k} + R_{fo} + \frac{1}{h_o + h_r}}$$

$$U_f = \frac{1}{\left(\frac{63.5m}{58.93m} \times \frac{1}{430.633 \frac{W}{m^2.K}} \right) + \left(\frac{63.5m}{58.93m} \times 0.000088 \frac{m^2.K}{W} \right) + \frac{1}{\left(\frac{63.5 \ln(63.5/58.93)}{2 \times 30 \frac{W}{m.K}} \right) + \left(0.001761 \frac{m^2.K}{W} \right) + \left(\frac{1}{(12.416 + 106.242) \frac{W}{m^2.K}} \right)}$$

$$U_f = 77.563 \frac{W}{m^2.K}$$

- Laju Perpindahan Panas

$$Q = U \times A \times T_{LMTD}$$

$$Q = 4421.5 \text{ kW}$$

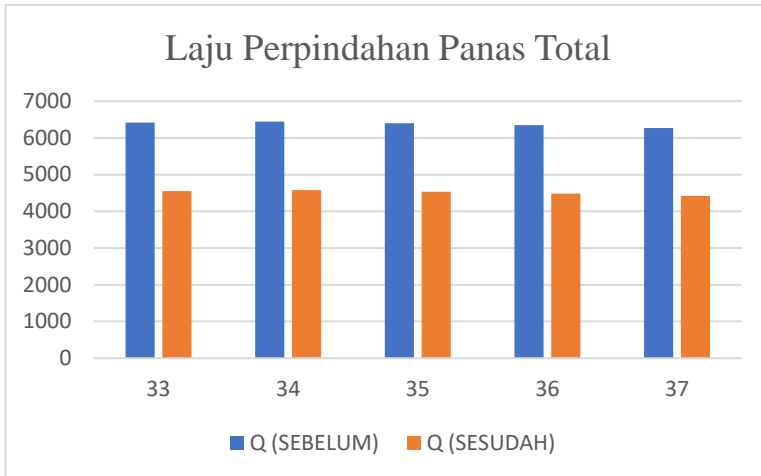
Tabel 4.11 Laju Perpindahan Panas Sebelum dan Sesudah Penggantian Material

	33	34	35	36	37
Q (SEBELUM)	6415.3	6445.2	6402.9	6343.3	6270.6
Q (SESUDAH)	4547.5	4573.6	4536.6	4484.6	4421.5

Q (SEBELUM) : kW

Q (SESUDAH) : kW

4.2 Pembahasan Grafik



Gambar 4.2 Grafik Laju Perpindahan Panas Sebelum dan Sesudah Penggantian Material pada Panel 33-37

Dari grafik laju perpindahan panas di atas, nilai laju perpindahan panas maksimum sebesar 6445.267 kW yaitu nilai laju perpindahan panas pada panel 34 saat materialnya T91. Sedangkan, nilai perpindahan panas minimum sebesar 6270.617 kW pada panel 37. Pada saat material diganti dengan TP304H, nilai laju perpindahan panas menurun. Nilai laju perpindahan panas maksimum sesudah penggantian material sebesar 4573.606 kW pada panel 34, sedangkan nilai perpindahan panas minimum sebesar 4421.496 kW pada panel 37.

Bila ditinjau secara analitis, nilai laju perpindahan panas dapat dihitung dengan rumus $Q = U \times A \times T_{LMTD}$. Pada saat sebelum dan sesudah penggantian material, nilai A dan T_{LMTD} konstan, sedangkan penggantian material menyebabkan nilai U berubah. Hal ini disebabkan karena T91 dan TP304H memiliki nilai konduktivitas termal dan emisivitas yang berbeda, sehingga akan menyebabkan perubahan pada nilai U .

BAB V

KESIMPULAN

5.1 Kesimpulan

Kesimpulan dari hasil analisis penggantian material *tube reheater* panel 33-37 adalah :

1. Nilai laju perpindahan panas (Q) sebelum penggantian material sebagai berikut :
 - a.) Panel 33 = 6415.37 kW
 - b.) Panel 34 = 6445.27 kW
 - c.) Panel 35 = 6402.9 kW
 - d.) Panel 36 = 6343.33 kW
 - e.) Panel 37 = 6270.62 kW
2. Nilai laju perpindahan panas (Q) sesudah penggantian material sebagai berikut :
 - a) Panel 33 = 4547.57 kW
 - b) Panel 34 = 4573.61 kW
 - c) Panel 35 = 4536.6 kW
 - d) Panel 36 = 4484.63 kW
 - e) Panel 37 = 4421.5 kW
3. Perbedaan nilai laju perpindahan panas sebelum dan sesudah penggantian material dipengaruhi oleh nilai konduktivitas termal masing-masing material.
4. Dari sudut pandang analisis termal, penggantian material *tube* T91 menjadi TP304H tidak direkomendasikan.

5.2 Saran

1. Diharapkan adanya kelengkapan data operasional/data aktual pada *reheater*

DAFTAR PUSTAKA

1. Incropera, F.P., dan De Witt, D.P. 2011. ***Fundamental of Heat and Mass Transfer 7th edition***. Singapore: John Willey & Sons, Inc.
2. Kakac, Sadic & Liu, Hongtan. 2002. ***Heat Exchangers Selection, Rating, and Thermal Design 2nd edition***. Boca Raton. Florida : CRC Press.
3. J. Moran, Michael., N. Shapiro, Howard., D. Boettner, Daisie & B. Bailey, Margaret. 2008. ***Fundamentals of Engineering Thermodynamics 7th edition***. New York : John Wiley & Sons, Inc.
4. Babcock & Wilcox. 2005. ***Steam. Its Generation and Use 42nd Edition***. USA: Ohio : The Babcock & Wilcox Company.
5. Geankoplis, Christie J. 1993. ***Transport Processes and Unit Operations 3rd Edition***. New Jersey : Prentice-Hall International, Inc.

BIODATA PENULIS



Penulis dilahirkan di Singaraja, 24 Desember 1993, merupakan anak kedua dari 3 bersaudara. Penulis telah menempuh Pendidikan formal yaitu di TK Cendekia, SDN Pucang IV Sidoarjo, SMPN 5 Sidoarjo, SMAN 1 Sidoarjo. Setelah lulus dari SMAN tahun 2009, penulis diterima di Jurusan D3 Teknik Mesin FTI-ITS pada tahun 2012 dan melanjutkan Lintas Jalur (LJ) di Jurusan Teknik Mesin FTI-ITS pada tahun 2016 dengan NRP 02111645000017

Di Jurusan Teknik Mesin ini, penulis mengambil bidang studi Konversi Energi.